

UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID
FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS



TESIS DOCTORAL

**Recuperación de calor en procesos de pulpas minerales con
cambiadores de contacto aire-pulpa**

MEMORIA PARA OPTAR AL GRADO DE DOCTOR
PRESENTADA POR

Francisco Cerisola Fernández

DIRECTOR:

José Luis Otero de la Gandara

Madrid, 2015

"RECUPERACION DE CALOR EN PROCESOS
DE PULPAS MINERALES CON CAMBIADORES DE
CONTACTO AIRE-PULPA"

MEMORIA

QUE PARA OPTAR AL GRADO DE DOCTOR EN CIENCIAS QUIMICAS PRESENTA

FRANCISCO CERISOLA FERNANDEZ

MADRID, NOVIEMBRE 1978

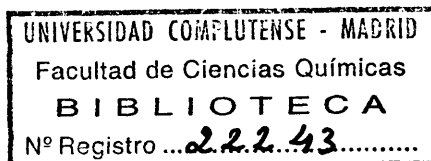


5310318377

CER

X-53-315257-6

El presente trabajo ha sido realizado en los laboratorios de la Planta Piloto de la especialidad Industrial, de la Facultad de Ciencias Químicas de la Universidad Complutense, bajo la dirección del Prof. Dr. D. José Luis Otero de la Gándara, a quien hago constar mi agradecimiento. Al mismo tiempo deseo poner de manifiesto la ayuda recibida del Prof. Adj. Dr. Juan A. Trilleros Villaverde en la realización del programa de cálculo para el diseño de cambiadores y en el estudio crítico de los resultados, por lo que desde estas líneas le hago también constar mi agradecimiento.



INDICE

	<u>Pag.</u>
1. <u>INTRODUCCION.</u>	1
1.1. Introducción	1
1.2. Platos perforados	3
1.3. Aspectos teóricos	5
1.3.1. Area perforada	6
1.3.2. Gradiente hidráulico	6
1.3.3. Distribución de los orificios	7
1.3.4. Espesor del plato y diámetro de los orificios.	7
1.4. Fluidodinámica del plato perforado.	7
1.4.1. Pérdida de carga	7
1.4.2. Pérdida de carga en plato seco	8
1.4.3. Pérdida de carga en plato mojado	9
1.4.4. Altura de espuma.	10
1.4.5. Grado de aireación.	11
1.4.6. Arrastre.	11
1.4.7. Límites de operación.	11
1.4.8. Ecuaciones.	12
2. <u>EQUIPO EXPERIMENTAL.</u>	17
2.1. Descripción de la instalación.	17
2.1.1. Circuito de agua.	17
2.1.2. Circuito de aire.	20
2.1.3. Circuito de agua de refrigeración	26
2.1.4. Circuito del vapor de calefacción	26
2.2. Sistemas de medida.	27
2.2.1. Medida del caudal de agua.	27
2.2.2. Medida del caudal de aire.	30

2.2.3. Medida de la cantida de condensado.	34
2.2.4. Medida de la cantidad de arrastres.	34
2.2.5. Medida de pérdidas de carga en el plato.	35
2.2.6. Medida de temperaturas. ...	35
2.3. Puesta a punto de la instalación ..	35
2.3.1. Caudal de aire.	36
2.3.2. Método gráfico de cálculo de diafragmas.	37
2.3.3. Inundación.	42
3. <u>TECNICA EXPERIMENTAL Y RESULTADOS OBTENIDOS</u>	43
3.1. Introduccion.	43
3.1.1. Método operatorio.	43
3.1.2. Eficacia de la etapa.	44
3.1.3. Niveles de experimentación	47
3.1.4. Datos experimentales.	49
3.2. Datos de arrastres.	104
3.2.1. Relación eficacia-arrastres.	111
3.3. Datos sobre pérdida de carga.	112
4. <u>ASPECTOS TEORICOS DEL CAMBIADOR DE CALOR DE CONTACTO AIRE-PULPA.</u>	115
4.1. Concepto del cambiador de contacto aire-pulpa.	115
4.2. Variantes de operación en la lixivia ción de minerales.	116

4.2.1. Lixiviación con <u>agitación mecánica</u> (L.A.M.).	117
4.2.1.a. L.A.M. Dos columnas.	118
4.2.1.b. L.A.M. Dos columnas y una <u>circulación</u> en paralelo de aire intermedia.	118
4.2.1.c. L.A.M. Dos columnas y <u>circulaciones</u> en paralelo de aire infinitas.	120
4.2.2. Lixiviación con <u>agitación por</u> aire (L.A.A.).	120
4.2.2.a. L.A.A. Dos columnas con <u>alimentación</u> de aire de <u>agitación</u> en condiciones ideales.	120
4.2.2.b. L.A.A. Dos columnas con <u>alimentación</u> de aire de <u>agitación</u> con efecto de mezcla.	123
4.2.3. <u>Modificación</u> del diagrama de equilibrio con productos disueltos en la <u>lixiviación</u>	123
4.3. <u>Método</u> de cálculo en las diferentes <u>variantes</u> de operación.	124
4.3.1. Cálculos en <u>lixiviación</u> con <u>agitación mecánica</u> . Dos columnas.	127
4.3.2. Cálculos en <u>lixiviación</u> con <u>agitación mecánica</u> . Dos columnas y una <u>circulación</u> en paralelo de aire intermedia.	130
4.3.3. Cálculos en <u>lixiviación</u> con <u>agitación mecánica</u> . Dos columnas con <u>circulaciones</u> en paralelo de aire infinitas.	134
4.3.4. Cálculos en <u>lixiviación</u> con <u>agitación por</u> aire. Dos columnas con	

alimentación de aire de agitación en condiciones ideales.	136
4.3.5. Cálculos en lixiviación con agitación por aire. Dos columnas con alimentación de aire de agitación con efecto de mezcla.	139
4.3.6. Cálculos en las operaciones de lixiviación. Modificación del diagrama de equilibrio debido a los productos disueltos.	142
4.4. Programa de cálculo.	144
4.5. Estudio económico del cambiador de contacto aire-pulpa.	151
4.5.1. Lixiviación a presión atmosférica.	151
4.5.2. Lixiviación a sobrepresión.	156
4.6. Optimación en proyecto del cambiador de contacto aire-pulpa.	157
5. <u>DATOS DEL ESTUDIO REALIZADO SOBRE LAS VARIANTES DE DISEÑO DEL CAMBIADOR.</u>	161
5.1. Introducción.	161
5.2. Lixiviación con agitación mecánica.	161
5.2.1. Dos columnas.	162
5.2.2. Dos columnas y una circulación de aire intermedia.	166
5.2.3. Dos columnas e infinitas circulaciones de aire intermedia	166
5.3. Lixiviación con agitación por aire.	171
5.3.1. Dos columnas con alimentación del aire de agitación en condiciones ideales.	171

5.3.2. Dos columnas con alimentación del aire de agitación con efecto de mezcla.	181
5.4. Importancia de la modificación de la pre- sión de vapor del agua por productos di- sultos.	181
5.5. Volumen del cambiador.	197
5.6. Condiciones de operación óptimas.	199
6. <u>RESUMEN GENERAL Y CONCLUSIONES.</u>	203
6.1. Comportamiento del plato perforado en la transferencia de calor.	203
6.2. Diseño del cambiador de calor.	206
 BIBLIOGRAFIA	 210

1. INTRODUCCION.

1. INTRODUCCION.

La transferencia de calor en pulpas de minerales en los procesos hidrometalúrgicos, tanto en calefacción como en enfriamiento, constituye un campo en el que existe una amplia laguna de datos básicos de diseño.

En un proceso de beneficio hidrometalúrgico, el ataque químico del mineral se realiza en algunos casos a temperatura ambiente pero con frecuencia ha de trabajarse con temperatura elevada, y en los procesos en que se opera a presión, esta temperatura puede superar los 100°C.

El coste de vapor de calefacción en relación con el coste de los reactivos químicos empleados es, en general, una fracción no grande de estos últimos, sin embargo, cuando se trabaja a presión esta diferencia puede no ser tan clara. En cualquiera de estos casos, en el balance económico en funcionamiento, tiene interés la consideración de un posible camino para reducir gastos de tratamiento, y por ello la recuperación de calor debe estudiarse.

La recuperación de calor, en pulpas ya atacadas, no ha merecido demasiada atención en la bibliografía, y por ello se consideró de interés, como tema de investigación, el abordar la obtención de datos básicos de diseño de cambiadores de calor que permitieran optimizar el diseño de los mismos.

Los cambiadores de calor convencionales, en este caso, representan limitaciones de uso; la circulación de pulpas a través de tuberías presenta las dificultades debidas a la posibilidad de sedimentación y a su carácter no newtoniano. Por otra parte, la necesidad de revestimiento de los materiales de construcción, puede hacer crecer fuertemente la resistencia a la transmisión de calor. La utilización de materiales especiales que eviten la utilización de revestimientos tiene en muchos casos la li

mitación de empleo debido a su coste.

Los cambiadores de calor que pueden presentarse como utilizables, considerando estos aspectos, son los de tipo directo, que emplean como agentes intermedios para la transferencia de calor un material sólido o fluido.

En la línea de trabajo que se sigue desde hace 5 años en los laboratorios de la Planta Piloto del Departamento de Química Técnica de la Facultad de Ciencias Químicas, se ha abordado el estudio de los cambiadores de guijarros operando como regeneradores, como regeneradores de etapas múltiples, prestando particular atención a los mecanismos de transporte de calor, los cambiadores barométricos de vaporización súbita con condensadores de contacto, los cambiadores de calor de leche pulsante de bolas de PVC llenas de agua, y los cambiadores de contacto aire-pulpa a los que se refiere el presente trabajo.

En principio, cualquier sistema mecánico de los utilizados para establecer el contacto entre una fase gas y una fase líquida, puede proponerse para ser empleado en los cambiadores de calor aire-pulpa. Ahora bien, la naturaleza de la pulpa en cuanto a su posible acción erosiva o corrosiva, así como los problemas ligados a la sedimentación de sólidos en paradas, limita los sistemas a utilizar a las columnas de relleno cerámico o engomado y a las columnas de platos perforados, objeto de experimentación en este trabajo. En estas columnas ha de engomarse la superficie de platos y el interior de la columna. En cuanto a la forma de los vertederos, han de suprimirse las zonas de remanso y zonas sin orificios, para que de esta forma, en paradas, puedan vaciarse totalmente los platos. Los fondos de las columnas han de ser cóncavos con este mismo fin.

El presente trabajo consta de dos partes: una primera, de experimentación de los platos perforados como dispositivos de intercambio de calor y una segunda en la que se realiza un estudio teórico que permite optimizar el diseño y las condiciones de operación de los cambiadores dobles para el sistema aire-pulpa, con co-

culación en circuito cerrado del aire.

A continuación se hace un breve estudio sobre los aspectos más importantes a tener en cuenta en el funcionamiento de los platos perforados.

1.2. Platos perforados.

Un plato perforado es una placa horizontal que mantiene una acumulación de líquido descendente, por lo general de algunos centímetros de espesor, a través de la cual fluye el vapor ascendente. Para permitir este paso de vapor el plato debe tener aberturas de algún tipo. Según el diseño, el líquido puede fluir por las mismas aberturas, o bien a través del plato a una o varias bajantes verticales que lo conducen al plato inferior. Este tipo de flujo a través del plato es el que se encuentra en la mayoría de las instalaciones y el que se ha empleado en el presente trabajo.

Fue Cellier en 1812 el primero que utilizó este tipo de platos, más adelante Coffey en 1832, pero después fueron desplazados durante muchos años por los platos de campana.

Ultimamente, no obstante, la situación ha cambiado. La señalada preferencia por los platos de campanas de borbotes es probablemente debida a ciertas desventajas atribuidas a los platos perforados como consecuencia de un diseño defectuoso, zona de operación muy limitada, dificultades de nivelación del plato, deformación y aumento del diámetro de los orificios por efectos de la corrosión reduciendo la eficacia, etc. Sin embargo, si el diseño se efectúa de forma adecuada para unos determinados límites de operación y características particulares del sistema, y con materiales de construcción adecuados, es indudable que desaparecen sus desventajas, siendo para muchas aplicaciones industriales, equivalentes o mejores aún, que los platos de campana.

Todo esto, unido a consideraciones de tipo económico, - bajo coste, fácil mantenimiento, simplicidad en su construcción, etc. - hace que lentamente se vayan introduciendo en la industria,

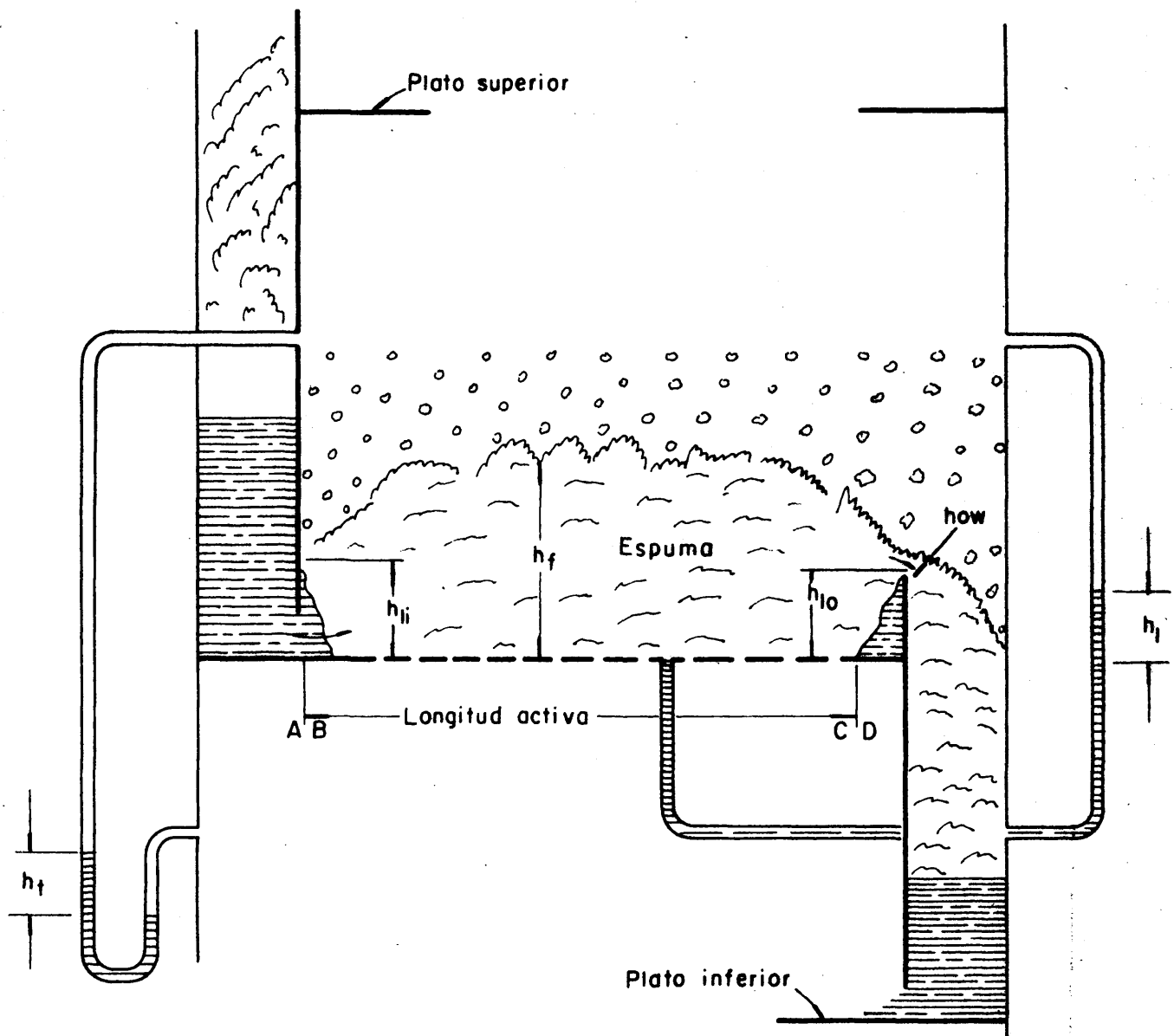


FIG. 1 - 1

siendo su utilización cada vez más atractiva en el campo de las operaciones básicas de transmisión de materia.

El presente trabajo ha tratado de evaluar también su eficiencia en el campo de la transmisión de calor, en donde la información es limitada.

1.3. Aspectos teóricos.

Para que un plato funcione aceptablemente, debe reunir tres características fundamentales:

- a) El plato debe mantener una eficacia satisfactoria trabajando con los caudales de líquido y vapor proyectados.
- b) El plato debe ser lo suficientemente flexible como para mantener una eficacia satisfactoria cuando los caudales de líquido y vapor son diferentes de los base de proyecto.
- c) El plato debe presentar una buena estabilidad para mantener una eficacia satisfactoria al producirse cambios en los flujos de líquido y/o vapor, o cuando las condiciones de funcionamiento varían con frecuencia.

Las variables que afectan al funcionamiento de un plato, se pueden clasificar en tres grupos:

- Variables de operación.
- Variables del sistema.
- Variables de diseño del plato.

Las variables de operación incluyen los caudales de líquido y vapor, y la temperatura y presión de funcionamiento.

Entre las variables del sistema, se engloban las propiedades físico-químicas.

Las variables de diseño hacen referencia a las dimensiones del plato, espaciado entre ellos, altura de rebosadores, diámetro y distribución de los orificios, dimensiones de los tubos de bajada del líquido, etc.

A continuación se consideran algunas de las variables de diseño, cuya influencia es de importancia en el funcionamiento de un plato perforado.

1.3.1. Área perforada.

Es la zona del plato libre para el paso del vapor. Depende del diámetro y distribución de los orificios y de la distancia entre sus centros o paso.

Se ha demostrado experimentalmente que para un funcionamiento aceptable del plato, su área perforada debe estar comprendida entre el 5 y 15% con relación a la sección transversal de la columna. Un mayor porcentaje aumenta considerablemente el goteo del plato al inferior.

1.3.2. Gradiente hidráulico.

Se ha definido el gradiente hidráulico como la carga de líquido necesaria en la presa de entrada para que fluya a través del plato. La razón de la existencia de este gradiente es la fricción originada entre líquido, plato y gas cuando aquel atraviesa el plato.

Si este gradiente es grande, se produce una distribución mala del vapor, así como goteo del líquido a través del plato.

El criterio general para evitar problemas en cuanto a gradiente hidráulico es que éste sea menor del 50% de la pérdida de carga en plato seco.

1.3.3. Distribución de los orificios.

El funcionamiento de un plato perforado depende del diámetro de los orificios, así como de la distancia entre los mismos. El ordenamiento de los orificios en los vértices de un triángulo equilátero es utilizado ampliamente con una relación paso a diámetro comprendida entre 2'5 y 5.

Para relaciones menores que 2'5 se produce una fuerte coalescencia de las burbujas, que da lugar a un aumento de la pérdida de carga del gas. Por otra parte, si la relación antes citada es mayor que 5, las zonas inactivas situadas entre las perforaciones disminuyen la eficacia del plato.

1.3.4. Espesor del plato y diámetro de los orificios.

Usualmente se engloban estas dos variables bajo una sola, definida como la razón entre el espesor del plato y el diámetro de los orificios. Esta relación influye notablemente en la pérdida de carga en plato seco. El valor recomendado para esta relación está comprendido entre 0'1 y 0'7.

En cuanto al tamaño de los orificios, los diámetros más utilizados, están comprendidos entre 3 y 9 mm, siendo el más empleado el de 5 mm.

1.4. Fluidodinámica del plato perforado.

1.4.1. Pérdida de carga.

Es la caída de presión que sufre el vapor al fluir a través de los orificios del plato y del líquido acumulado sobre él.

En un plato en funcionamiento, la pérdida de carga se determina como la diferencia de presión que existe entre un punto situado inmediatamente debajo del plato y otro situado por encima, suficientemente alejado como para que la espuma que se forma no interfiera en la medida.

Se considera generalmente que esta caída de presión es suma de tres efectos:

- Caída de presión en plato seco.
- Caída de presión debida a la altura del líquido sobre el plato.
- Caída de presión residual.

Para la determinación de cada uno de estos términos se han propuesto diversas expresiones. El valor de los dos primeros puede estimarse con relativa facilidad, mientras que no ocurre igual con el tercer sumando. Sin embargo, el valor de la caída de presión residual es relativamente pequeño, por lo que a efectos de cálculo se engloba en la caída de presión debida al paso del vapor a través del líquido.

1.4.2. Pérdida de carga en plato seco.

Ha sido la variable estudiada más ampliamente y para la que se han propuesto un gran número de correlaciones empíricas. Haciendo uso de la analogía existente entre un plato perforado y un sistema de pequeños tubos montados en paralelo, se ha considerado esta pérdida de carga como suma de tres términos:

- Caída de presión debida a la contracción a la entrada del plato.
- Caída de presión debida a la fricción en la pared de los orificios.
- Caída de presión debida a la expansión a la salida del plato.

En todas las expresiones propuestas, la caída de presión en plato seco es proporcional a la segunda potencia de la velocidad del gas en el orificio. Sin embargo existen expresiones para el cálculo de esta pérdida de carga donde la velocidad del vapor en orificio va afectada por exponentes inferiores a dos.

Así, los datos de Arnold se ajustan a una expresión del tipo:

$$\Delta P_s = K V_o^{1.8}$$

siendo K una constante con dimensiones, dependiendo del diámetro de perforación y área libre.

La discrepancia más notable en todas las expresiones propuestas radica en la influencia que el diseño del plato tiene sobre la pérdida de carga, así como el exponente de que está afectado la velocidad del gas en orificio.

1.4.3. Pérdida de carga en plato mojado.

La presencia de líquido sobre un plato perforado proporcióna una carga de altura que hay que añadir a la pérdida de carga experimentada por el paso del gas. El líquido se encuentra sobre el plato formando una masa de burbujas y no se le puede considerar como una capa de líquido estático, por lo que la caída de presión por plato, tampoco será la suma de la pérdida de carga por plato seco y de la altura de líquido estático.

La caída de presión entre dos puntos antes y después del plato es lo que se llama caída de presión en plato mojado, que como ya se dijo era la suma de las caídas de presión en plato seco, la debida a la altura de líquido sobre el plato y una residual creada en la formación de las burbujas y su ascensión a través del líquido.

El primer sumando de esta pérdida de carga en plato mojado, ya se ha discutido anteriormente. Respecto a la carga hidrostática, si el nivel de líquido sobre el plato se mantiene por medio de un flujo constante a través de una presa o rebosadero, esta carga o cierre líquido equivale al líquido aireado, es una función de la altura de rebosadero y del flujo del líquido.

La carga hidrostática se mide como cierre líquido equivalente por medio de un manómetro colocado en el fondo del plato.

Cuando de la caída de presión total se sustrae la pérdida de carga en plato seco y el valor del cierre líquido equivalente, se obtiene una cantidad residual que es aproximadamente el 10% de la caída de presión total, que explica la existencia de una pérdida por formación de burbujas y posiblemente por las perturbaciones de la mezcla aire-agua al circular de un lado a otro del plato.

1.4.4. Altura de espuma.

La espuma que se produce sobre el plato es el resultado de la agitación producida por el paso del vapor a través del líquido.

Es importante conocer la altura de espuma porque es la que determina el tiempo de contacto entre el gas y el líquido y también la cantidad de éste que puede arrastrarse al plato superior.

A bajas velocidades de gas existe una capa de líquido claro sobre el plato; cuando la velocidad aumenta, la capa de líquido disminuye y la capa de espuma aumenta hasta que todo el contenido del plato es espuma. La altura de esta capa de espuma, aumenta con la velocidad del gas hasta una altura crítica determinada, después, disminuye gradualmente.

Para baja y media velocidad, el líquido es una fase continua y el vapor una fase dispersa, y así se consigue la máxima altura de espuma y la mayor eficacia; lo contrario ocurre a velocidades altas. Calderbank señala que en instalaciones industriales, la frecuencia de formación de burbujas es constante (17 burbujas/seg), y si esto es realmente así, al aumentar la velocidad del gas, aumentará el diámetro de la burbuja. En platos perforados el diámetro de la burbuja no puede exceder del paso entre orificios.

ficios ya que coalescerían formando un chorro de gas y es por esto por lo que la altura de espuma no aumenta proporcionalmente a la velocidad del gas.

1.4.5. Grado de aireación.

El cierre líquido equivalente, y la altura de espuma sirven para determinar el grado de aireación del líquido sobre el plato.

El cociente entre el cierre líquido equivalente y la altura de espuma, se define como densidad de la espuma y disminuye con el caudal de gas.

Tanto la altura como la densidad de espuma se correlacionan mejor frente a la velocidad en la sección de la columna que frente a la velocidad en los orificios por lo que se ha de considerar a la primera como la variable más importante de operación.

1.4.6. Arrastre.

El arrastre de líquido por la corriente de vapor tiene una influencia desfavorable en la eficacia de la columna, especialmente cuando se trabaja a presiones bajas.

Hunt, C., Hanson, A.N. y Wilke, C.R., llegan a la conclusión que el arrastre se incrementa notablemente con la disminución de la presión. Encuentran que el arrastre es proporcional a $(V_c/S)^{3/2}$, donde V_c es la velocidad del vapor referida a la sección de la columna y S la distancia desde el punto más alto de la espuma hasta el plato superior.

1.4.7. Límites de operación.

El caudal de gas es el factor más importante que afecta a la estabilidad del plato. Los límites de estabilidad determinan la zona de operación y fijan por una parte el caudal capaz de evi

tar el goteo por los orificios del plato (Límite inferior), y por otra la fracción de arrastre al plato superior. Al rebasarse cualquiera de estos límites se perjudica la eficacia del plato.

La determinación del límite inferior, o punto de cierre, es de gran importancia para el diseño de la columna, especialmente para aquellas que trabajan a vacío. Dada la dificultad de localización de tal punto, siempre que lo permita la flexibilidad de la columna, se dará el límite de goteo ligeramente por encima de él.

El límite superior o velocidad máxima del vapor está fijada en primer lugar por la caída de presión a través del plato que ha de ser siempre menor que la altura de líquido en los tubos de bajada.

Otra limitación importante, es el arrastre de líquido y su efecto sobre la eficacia del plato ha sido estudiado por Colburn. Sin embargo hay que prestar más importancia a la pérdida de carga como límite superior de operación que al arrastre, ya que se puede conseguir una inundación de la columna antes de que el arrastre comience a ser importante.

1.4.8. Ecuaciones.

a) Pérdida de carga en plato seco.

$$h_h = K \frac{\rho_v}{\rho_L} \left(\frac{U_h}{C} \right)^2$$

siendo:

- ρ_v , peso específico del vapor.
- ρ_L , peso específico del líquido.
- U_h , velocidad del vapor en los orificios.
- C , coeficiente de descarga en orificio.

b) Pérdida de carga debida al líquido sobre el plato.

$$h_l = \beta (h_w + h_{ow})$$

Siendo:

- β , factor de aireación

$$\beta = \frac{h_t - h_h}{h_w + h_{ow}}$$

Según la ecuación de Hutchinson:

$$\beta = \frac{\phi + 1}{2}$$

donde

$$\phi = \frac{h_l}{h_f}, \text{ (densidad relativa de espuma)}$$

- h_w , altura del rebosadero de salida.

- h_{ow} , altura de la cresta de líquido sobre el rebosa
/dero.

$$h_{ow} = K \left(\frac{Q}{l_w} \right)^{2/3} \text{ (Fórmula de Francis)}$$

donde:

Q - flujo de líquido.

l_w - longitud del rebosadero.

c) Pérdida de carga total.

$$h_t = h_h + \beta (h_w + h_{ow})$$

d) Gradiente líquido.

$$\Delta = h_{1i} - h_{1o} < 0.5 h_h$$

e) Límite inferior de operación.

Una condición suficiente para evitar goteo de líquido a través de las perforaciones es que:

$$h_h + h_\sigma > h_l$$

Siendo

- h_σ , pérdida de carga debida a la formación
/de burbujas.

$$h_\sigma = K \frac{\sigma}{\rho_L d_h}$$

donde:

σ , tensión superficial del líquido.

d_h , diámetro de las perforaciones.

f) Límite superior de operación.

La velocidad máxima del vapor viene limitada por la condición de que:

$$h_t < h_{dc}$$

Siendo:

- h_{dc} , altura del líquido claro en el tubo de bajada

$$h_{dc} = h_t + h_w + h_{ow} + \Delta + h_{da}$$

donde

h_{da} , pérdida que experimenta el líquido al pasar por la restricción en el fondo de la bajante.

$$h_{da} = K \left(\frac{Q}{A_{da}} \right)^2$$

donde

A_{da} , mínima área de flujo en el fondo de la bajante.

Los coeficientes que aparecen en estas expresiones corresponden a las características geométricas del plato y en cada caso habrán de determinarse experimentalmente o o por semejanza con los datos dados en la bibliografía se podrán evaluar por o cálculo.

2. EQUIPO EXPERIMENTAL.

2. EQUIPO EXPERIMENTAL.

En el presente capítulo se detalla la descripción, sistemas de medida y puesta a punto del equipo que se ha empleado como cambiador de calor.

2.1. DESCRIPCION DE LA INSTALACION.(Fig.2-1).

A continuación se detallan los diferentes circuitos que componen la instalación (Fig.2-1), clasificados en cuatro circuitos totalmente independientes entre sí, aunque algunos de ellos se entrecruzan en determinados puntos de la misma. Estos circuitos son:

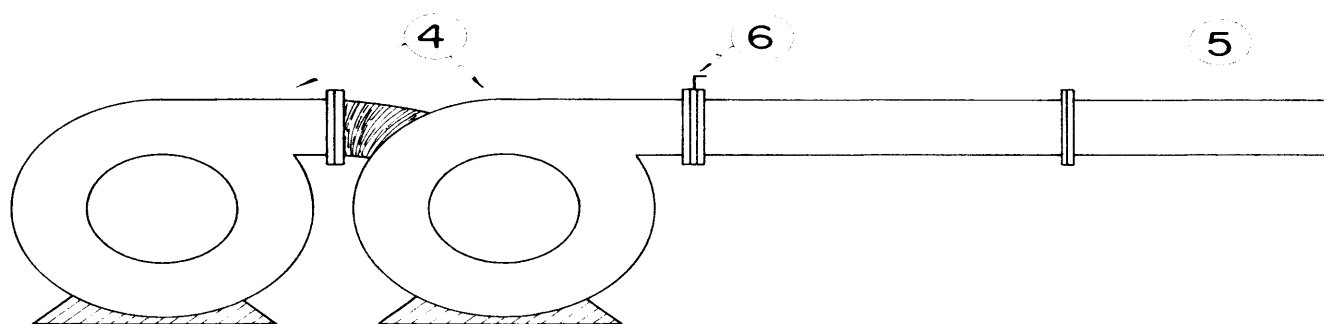
- Circuito de agua.
- Circuito de aire.
- Circuito de agua de refrigeración.
- Circuito del vapor de calefacción.

2.1.1. Circuito de agua.

La instalación se proyectó para que pudiera trabajar como sistema de enfriamiento y de calentamiento del líquido. Cuando la instalación funciona como sistema de enfriamiento, el circuito de agua opera en la forma siguiente:

a) Circuito de agua caliente.

Comienza en un depósito de alimentación de unos 200 l. de capacidad, situado a dos metros de altura sobre el nivel de alimentación a la columna. Dicho depósito, perfectamente calorifugado, presenta una entrada de vapor para la calefacción del agua. La conexión a la columna tiene lugar por medio de una conducción de acero (2) de 1" de diámetro, dividida en diversos carretes de $\frac{1}{2}$ y 1 m. de longitud conectados mediante bridas.



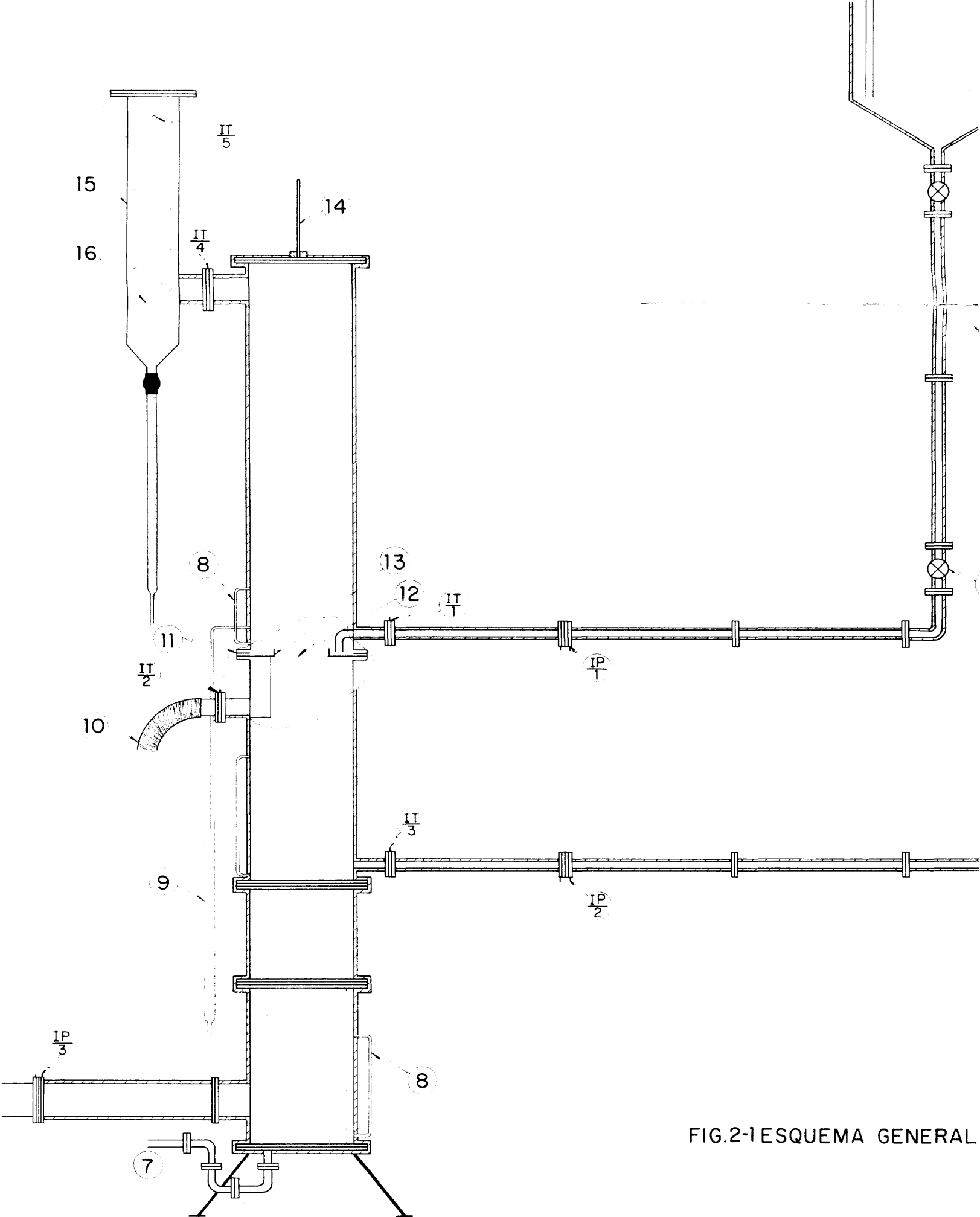


FIG.2-1 ESQUEMA GENERAL

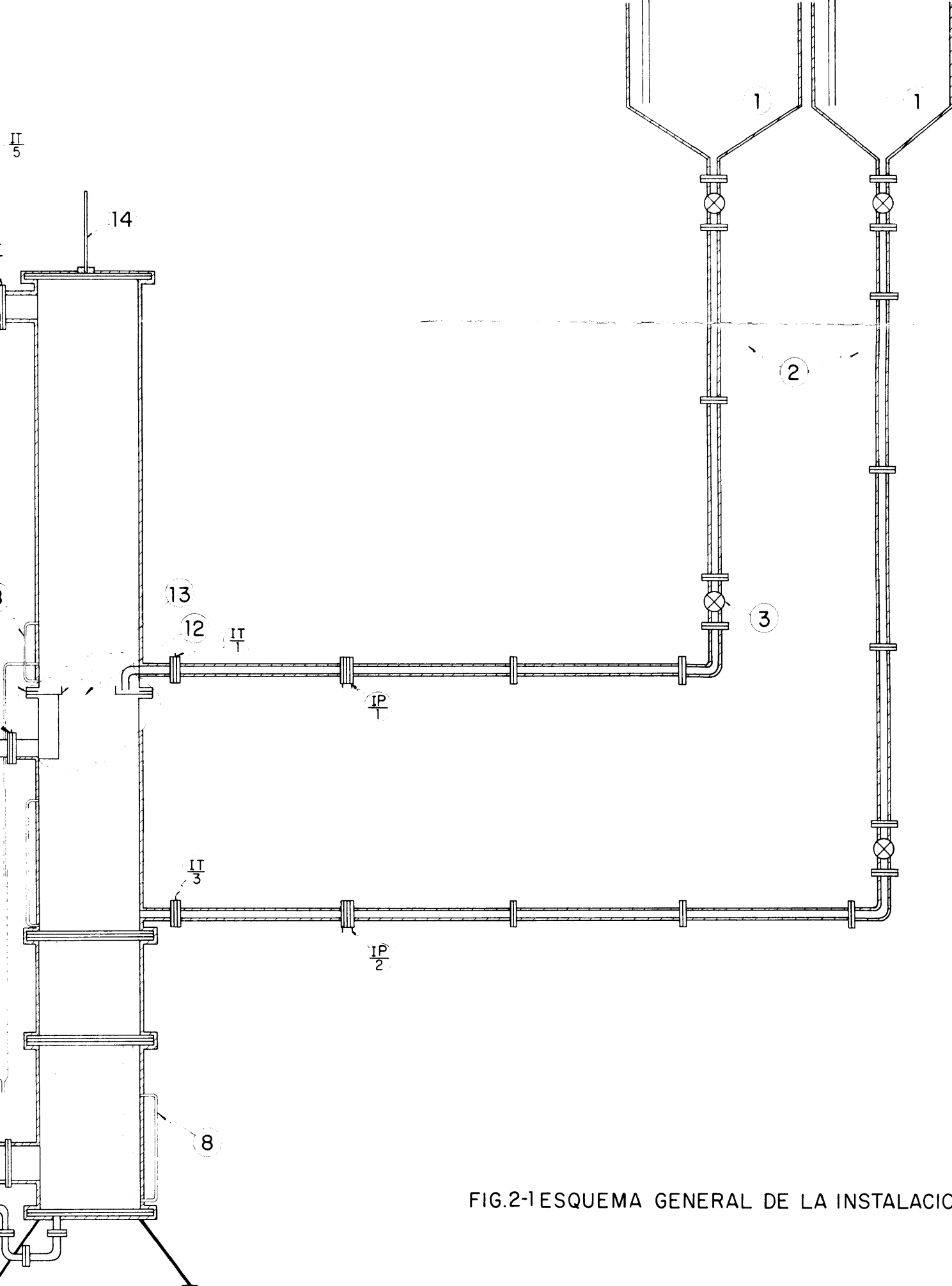


FIG.2-1 ESQUEMA GENERAL DE LA INSTALACION

El fluido caliente después de atravesar la conducción entra como alimentación a la columna, en el plato elegido para el estudio de la transferencia de calor, desde donde después de ponerse en contacto con aire frío sale, a través de una pequeña cámara, al exterior de la columna por medio de una manguera (10) de 2" de diámetro que termina en el sumidero de la planta. Al final de la conducción se ha dado a la manguera una forma de uve con objeto de formar un cierre líquido que impida el paso de aire con el agua.

En este circuito se encuentran adosados los siguientes dispositivos de regulación y medida:

- una válvula de atajadera a la salida del tanque de alimentación que le aísla del resto de la instalación.
- una segunda válvula, también de atajadera (3), para el control del caudal de líquido.
- un diafragma con sus correspondientes tomas de presión conectadas a un manómetro diferencial invertido de agua para la medida del caudal de líquido.
- dos termómetros, uno a la entrada y otro a la salida de la columna que permiten determinar el salto de temperatura en el plato de experimentación.

Tanto el depósito de alimentación como la conducción de acero se encuentran calorifugados perfectamente mediante lana de vidrio.

b) Circuito de agua fría.

Parte igual que el anterior de un depósito (1) de unos 200 l. de capacidad conectado a la columna mediante una conducción de acero de 1" de diámetro, dividida, igual que en el circuito anterior, en diversos carretes de $\frac{1}{2}$ y 1 m. de longitud conectados mediante bridas.

En este circuito, el depósito de alimentación también presenta una entrada para el vapor de calefacción para cuando se lleva a cabo la inversión de circuitos.

El agua fría después de atravesar la conducción de acero entra en la columna en el plato inmediatamente inferior al de experimentación, no saliendo, a diferencia del circuito anterior, al exterior de la columna sino que a través de los rebosaderos de bajada recorre la columna hacia su base a través de los platos inferiores de la misma. Después de este recorrido el agua fría sale al exterior de la columna a través de una conducción de acero (7) de 1" de diámetro en forma de uve con objeto de formar un cierre líquido para impedir fugas de aire.

El agua fría, al ir recorriendo los platos de la base de la columna, se va poniendo en contacto con el aire que asciende a través de la misma con objeto de que éste alcance la saturación a la temperatura de entrada del agua fría.

Se encuentran adosados en este circuito los siguientes dispositivos de regulación y medida:

- dos válvulas de atajadera, una a la salida del tanque de alimentación para aislarlo del resto de la instalación y otra para el control del caudal de líquido.
- un diafragma con sus correspondientes tomas de presión conectadas a un manómetro diferencial invertido de agua para la medida de caudal.
- Un termómetro a la entrada de la alimentación a la columna.

Igual que en el circuito anterior, el depósito de alimentación y la conducción que lo une a la columna se han calorifugados mediante lana de vidrio.

Se ha dicho anteriormente que el circuito de agua trabaja de esta forma cuando se llevan a cabo estudios de transferencia de calor para el enfriamiento del líquido. Cuando lo que se quiere es el calentamiento del mismo, hay que invertir los circuitos de agua caliente y fría.

En este caso el líquido frío entra en el plato de experimentación abandonando la columna de la forma anteriormente descrita, mientras que el líquido caliente recorre la columna hacia su base poniéndose en contacto con el aire con objeto de que éste se sature a la temperatura de entrada del mismo.

2.1.2. Circuito de aire.

El circuito de aire se puede dividir en tres partes fundamentales:

- a) Conducción desde soplantes a columna.
- b) Columna.
- c) Condensador.

- a) El aire lo proporcionan dos soplantes centrífugas (4) montadas en serie, cada una de 2.850 r.p.m. y 1 H.P.

Estas soplantes toman el aire existente en la planta piloto y lo transportan hacia la base de la columna a través de una conducción de hierro (5) de 150 mm. de diámetro dividida en tres carretes de 1 m. de longitud conectados por medio de bridas.

La entrada del aire a la columna se realiza por medio de una conducción curvada hacia la base de la misma, del mismo diámetro que la inicial y soldada en el interior de ella, con lo que se consigue una mejor distribución del aire de alimentación.

Adosados a esta conducción se encuentran los siguientes dispositivos:

- una válvula de mariposa (6) al comienzo de la misma que permite regular el caudal de aire a la columna.
 - un diáfragma con sus tomas de presión conectadas a un manómetro diferencial de agua para medida del caudal de aire.
- b) La columna es el dispositivo más importante de la instalación, pues es en ella donde tiene lugar el contacto en contracorriente de las fases líquida y gas.

Su diámetro es de 300 mm y su altura de 2.700 mm. Está dividida en cuatro carretes de hierro de 500, 300, 700 y 1.200 milímetros de longitud situados en este orden de abajo arriba, y unidos entre sí por medio de bridas con juntas de goma.

Presenta los siguientes accesorios:

- Chapas soporte de los platos perforados. (Fig.2-2).

Son chapas circulares de 380 mm de diámetro y 1 mm de espesor, taladradas de igual forma que las bridas de los carretes para acoplarse entre dos de ellos (11) en un número de tres, dos para soporte de los platos que servirá para el acondicionamiento del aire y una tercera para el plato donde se realiza el estudio de la transferencia de calor.

En su parte central presentan un hueco de igual área de reboteo que el plato y, alrededor del mismo, diez perforaciones para fijar el plato por medio de tornillos y cerrando el paso de líquido con juntas de goma.

Otras dos líneas de perforaciones a uno y otro lado del hueco central, de tres taladros cada una permite fijar el rebosadero (13) con la altura adecuada a cada experiencia. El objeto de los rebosaderos es mantener una altura determina-

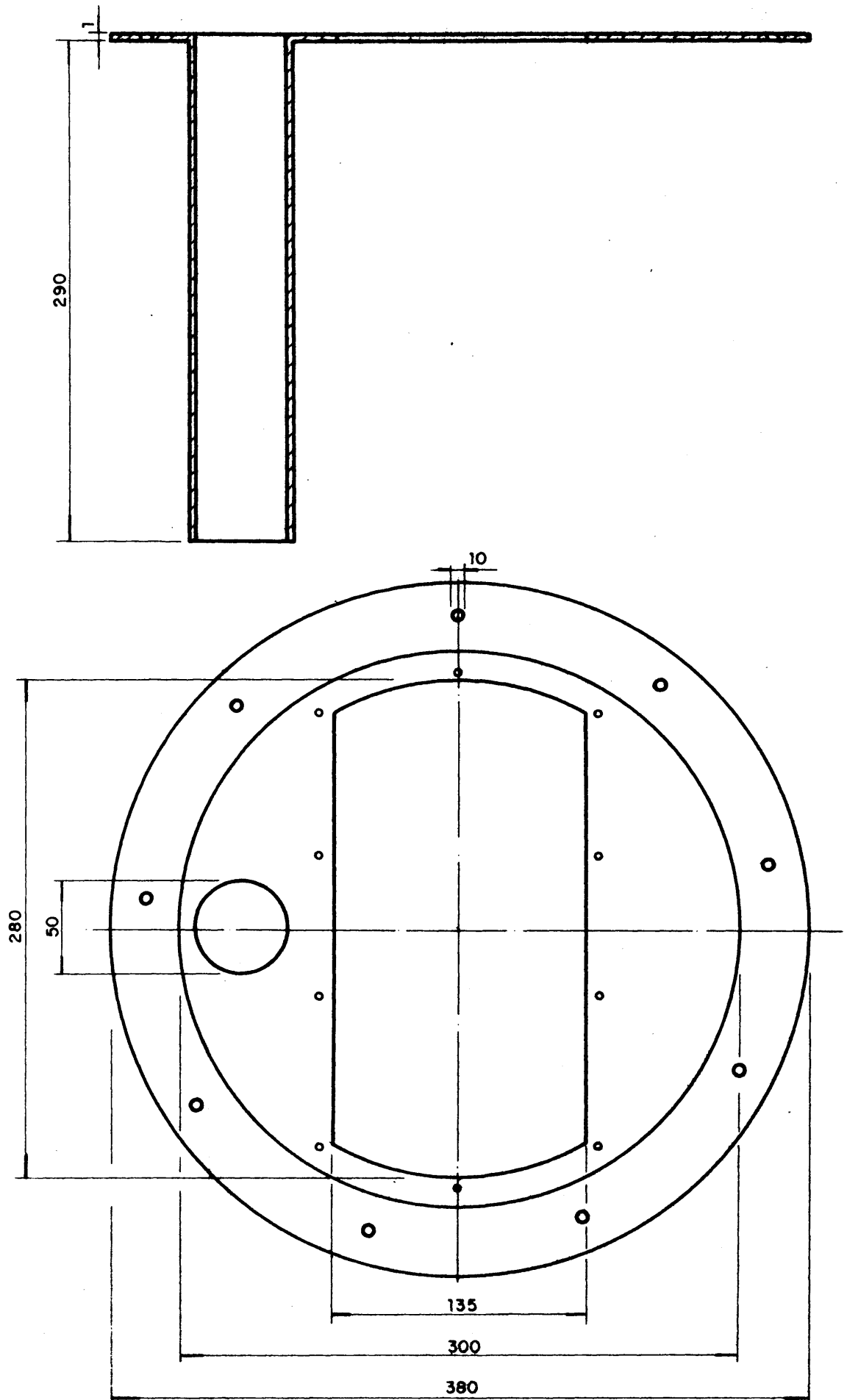


FIG.2 - 2 CHAPA SOPORTE DE PLATOS PERFORADOS

da de líquido sobre el plato. En la experimentación se ha empleado tres tipos de rebosadero de 15, 30 y 50 mm de altura.

Por último, diametralmente opuesto a la entrada de agua, tienen soldado un tubo de bajada de la misma, de 51 mm de diámetro.

- Platos perforados.

Los platos (12) se construyeron en acero inoxidable con un espesor de 1 mm, con perforaciones perfectamente cortantes y sin rebaba, con áreas libres de 3 a 13%, respecto a la sección total de la columna y con diámetros de perforación entre 2 y 5 mm.

- Carcasa de arrastre. (Fig.2-3).

Tiene por finalidad recoger la cantidad de líquido arrastrado por el aire a su paso por el plato.

Está formada por una cámara cilíndrica situada en el último carrete, perfectamente acoplada a las paredes internas de la columna, de 120 mm de altura, con su parte superior libre y su base perforada con un total de 19 taladros de 25 mm de diámetro y un pequeño tubo soldado a cada uno de ellos de 30 mm de longitud, dirigidos hacia la parte superior de la columna.

La pérdida de carga que sufre el aire al atravesar estos taladros hace que el agua arrastrada quede en la carcasa, cayendo posteriormente a través de un tubo de polivinilo conectado a un último taladro de la carcasa, a un dispositivo de medida (9) en el exterior de la columna.

La sujeción de la carcasa de arrastre se realiza por medio de una barra de hierro (14) de 10 mm de diámetro, soldada a

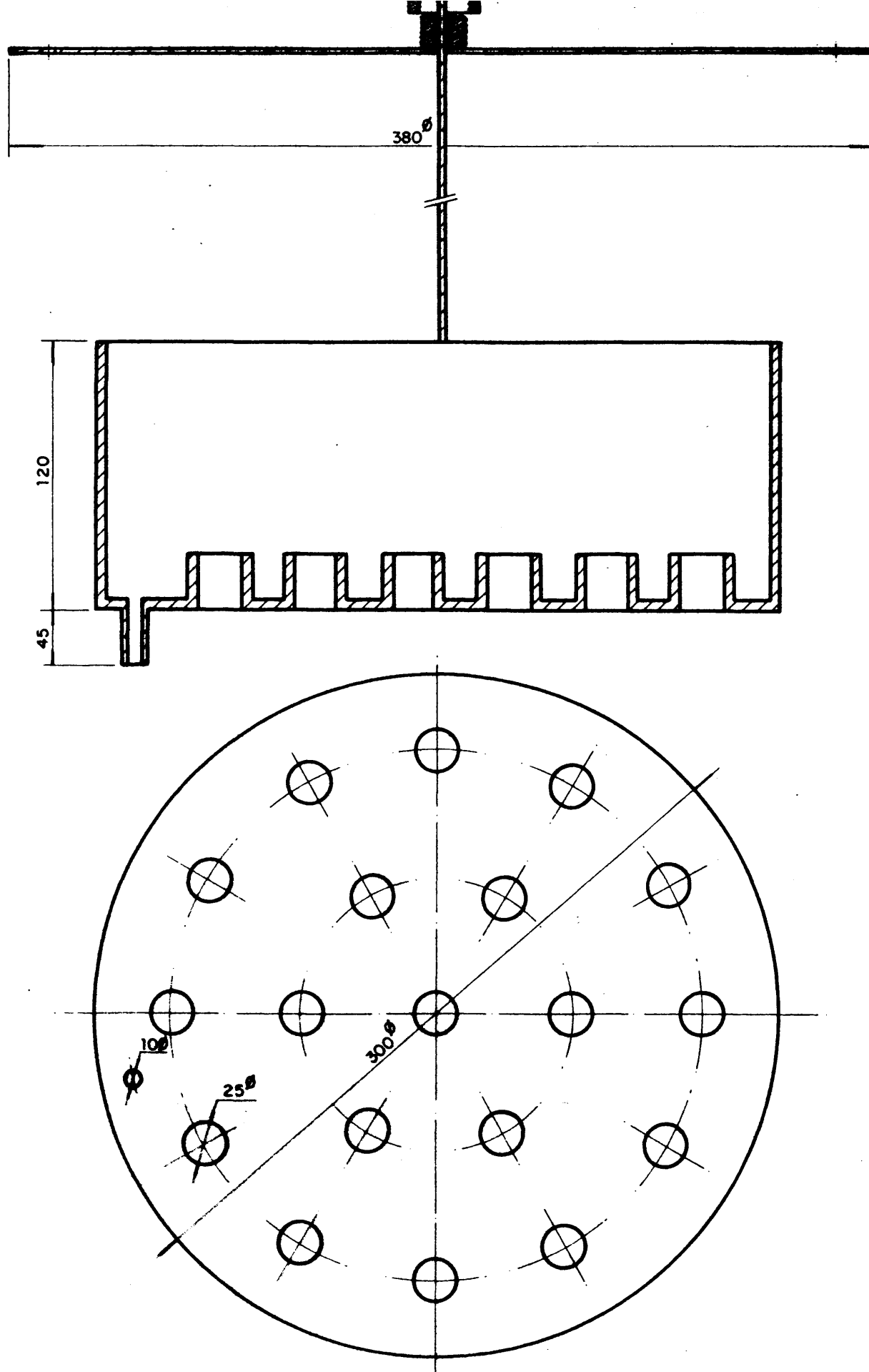


FIG.2-3 SISTEMA RECOGIDA DE ARRASTRES

la base de la misma y que atraviesa la tapa superior de la columna donde se fija por medio de un prensaestopas. Este mismo prensaestopas sirve a su vez, para darle una mayor o menor altura sobre el plato.

- Otros accesorios.

Otros accesorios colocados en la columna son, niveles (8) que permiten observar si se da retenido de líquido sobre el plato, situación ésta que se ha de evitar para una buena eficacia de operación. A la entrada y salida del último plato se han conectado dos tomas de presión a las ramas de un manómetro diferencial de agua que nos permiten determinar la pérdida de carga del gas al atravesar el mismo.

Por último a la salida de la columna se ha dispuesto un termómetro de bulbo desplazado que nos permite determinar la temperatura del aire después de su contacto con el líquido en el plato de experimentación.

Toda la columna se ha calorifugado perfectamente mediante lana de vidrio, con lo que la transferencia calorífica se efectúa exclusivamente entre las fases líquido-gas.

- c) La última fase del circuito de aire, antes de su evacuación al medio ambiente, la constituye un condensador (15) en hierro, recorrido interiormente por un serpentín (16) de cobre por donde circula el agua de refrigeración en contracorriente con el aire.

Acoplado a este condensador se encuentran:

- un tubo de vidrio graduado, unido mediante un manguito de goma que permite medir el condensado.
- un termómetro de bulbo desplazado a la salida del mismo para determinar la temperatura del aire saturado.

El aire sale al medio ambiente a través de una abertura de 70 mm de diámetro en la parte superior del condensador.

2.1.3. Circuito de agua de refrigeración.

Procede este agua del circuito general de la planta, del que se ha tomado una conexión mediante una conducción de goma y se ha conectado a la entrada del condensador. El agua después de atravesar el serpentín de cobre del mismo, se envía a través de otra conducción de goma a un sumidero de la planta.

El objeto de este circuito de refrigeración es el obtener un condensado del vapor de agua que acompaña al aire, que nos servirá, como se verá más adelante, para determinar la humedad del mismo.

2.1.4. Circuito del vapor de calefacción.

El vapor para la calefacción de la alimentación, le suministró la caldera instalada en la misma planta piloto, a una presión de 5 kg/cm².

Teniendo en cuenta la inversión de circuitos de agua cuando la instalación se la hace funcionar enfriando o calentando el líquido, los dos depósitos de alimentación presentan entradas del vapor de calefacción mediante una toma en el circuito general de la planta, ramificada en dos tramos dirigidos hacia cada uno de ellos.

Estos dos tramos son de acero de 1" de diámetro y presentan una válvula de atajadera inmediatamente antes de su entrada en el depósito, abriéndose una u otra según el líquido que se vaya a calentar.

2.2. SISTEMAS DE MEDIDA.

2.2.1. Medida del caudal de agua.

Los caudales del agua de alimentación se midieron por medio de un diafragma con sus correspondientes tomas de presión conectadas a las ramas de un manómetro diferencial invertido de agua, situado en un panel. Las tomas de presión son inmediatas (o conexión a las bridas).

Antes del diafragma se montó entre bridas una pequeña placa perforada, cuya finalidad era proveer la suficiente pérdida de carga para evitar fluctuaciones del líquido manométrico y poder de esta forma conseguir una regulación mejor del caudal.

2.2.1.1. Calibrado del medidor del caudal de agua.

El calibrado del diafragma se hizo frente a un rotámetro del que previamente se conocía su recta de calibrado.

Los datos se dan en la Tabla 2-1.

Las características del diafragma son:

Diámetro del orificio	10 mm.
Diámetro de la conducción	25'4 mm.

$$L = S \cdot V = S \frac{C}{\left[1 - \left(\frac{d}{D}\right)^4\right]^{\frac{1}{2}}} \cdot (2 g h)^{\frac{1}{2}} \quad (2-1)$$

TABLA 2-1. CALIBRADO DIAFRAGMA AGUA

h rot.	h diaf.	L(cm ³ /seg)	C	R _e or
9	10'3	82'2	0'637	10.400
11	13'6	89'6	0'600	11.300
13'2	16'5	97'8	0'600	12.400
15	19'2	104'5	0'600	13.200
18	23'6	115'7	0'593	14.600
20	27'5	123'2	0'585	15.600
22'4	31'5	132'2	0'586	16.700
24	35'0	138'0	0'581	17.500
25'5	38'0	143'6	0'580	18.200
27	40'5	149'3	0'584	18.900
28	43'5	153'1	0'578	19.400
29	45'4	156'9	0'580	19.900
30	48'0	160'7	0'578	20.300

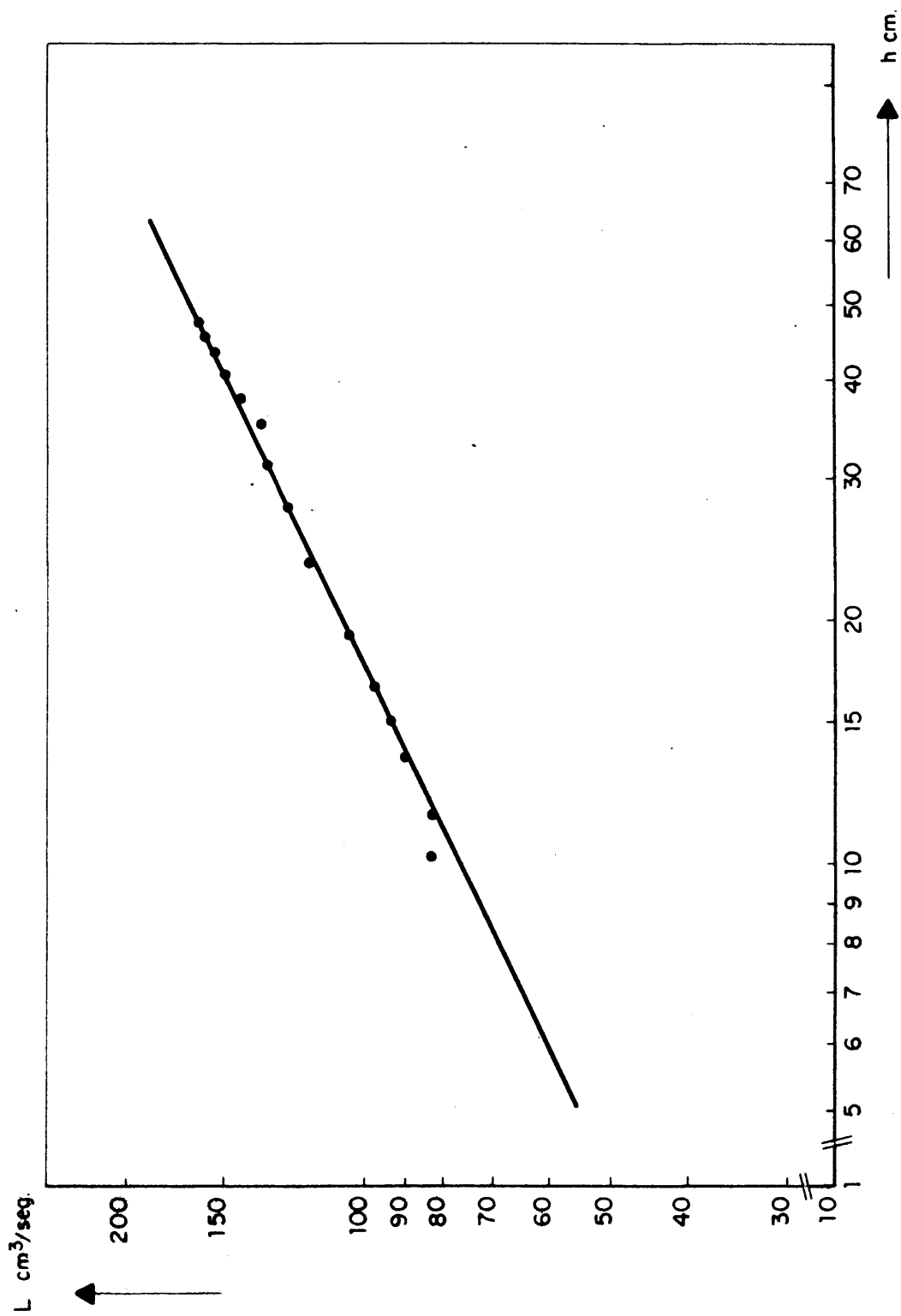


FIG.2-4 CALIBRADO DEL DIAFRAGMA PARA AGUA

- L - Caudal
- S - Sección del orificio del diafragma.
- d - Diámetro del orificio del diafragma.
- D - Diámetro de la conducción.
- C - Coeficiente de descarga del diafragma.
- h - Altura manométrica.

En la instalación son constantes las magnitudes S, C, d y D, por lo que la ecuación (2-1) se puede escribir como:

$$L = K h^{\frac{1}{2}}$$

donde:

$$K = \frac{S \cdot C (2g)^{\frac{1}{2}}}{\left[1 - \left(\frac{d}{D}\right)^4\right]^{\frac{1}{2}}} = 24.8 \text{ cm. }^{5/2} \text{ seg.}^{-1}$$

Después de tomar logaritmos esta ecuación representa una recta, cuya ordenada en el origen, es decir para $h = 1$, es 24.8 y su pendiente 0.5.

Así se tiene la gráfica de la Fig.2-4 que da el caudal de agua en $\text{cm}^3/\text{seg.}$ en función de la altura manométrica h en cm. Para el coeficiente de descarga C se obtiene un valor medio de 0.59.

2.2.2. Medida del caudal de aire.

El caudal de aire que suministran las dos sopiantes colocadas en serie, ya mencionadas anteriormente, se midió mediante otro diafragma, con sus tomas de presión conectadas a un manómetro.

metro diferencial de agua situado en un panel.

2.2.2.1. Calibrado del medidor del caudal de aire.

Para el calibrado del diafragma de aire se ha medido, para diferentes alturas manométricas, sus correspondientes caudales con un totalizador, con el fin de determinar el coeficiente de fricción C.

Los datos se dan en la Tabla 2-2.

Las características del diafragma son:

Diámetro del orificio 75 mm.

Diámetro de la conducción 150 mm.

$$G = \frac{S C}{\left[1 - \left(\frac{d}{D} \right)^4 \right]^{\frac{1}{2}}} \cdot \left(\frac{2 g h (\gamma - \gamma_a)}{\gamma_a} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (2-2)$$

donde:

γ - peso específico del agua = 1.000 kg/m³

γ_a - peso específico del aire = 1.20 kg/m³

Los restantes símbolos tienen el mismo significado que antes.

Al igual que en el caso anterior, la ecuación 2-2 se puede expresar como:

TAHLA 2-2. CALIBRADO DIAFRAGMA AIRE

h diaf.	$G \frac{\text{cm}^3}{\text{seg.}} \times 10^3$	C	$(R_e)_{or}$
0'8	32'1	0'615	36.300
1'0	35'0	0'600	39.600
1'5	43'2	0'605	48.900
2'0	49'2	0'597	55.700
2'6	56'8	0'604	64.300
3'0	60'7	0'601	68.700
3'4	64'3	0'598	72.900
4'0	70'0	0'596	78.700
4'6	75'0	0'600	84.900
5'1	78'9	0'599	89.300

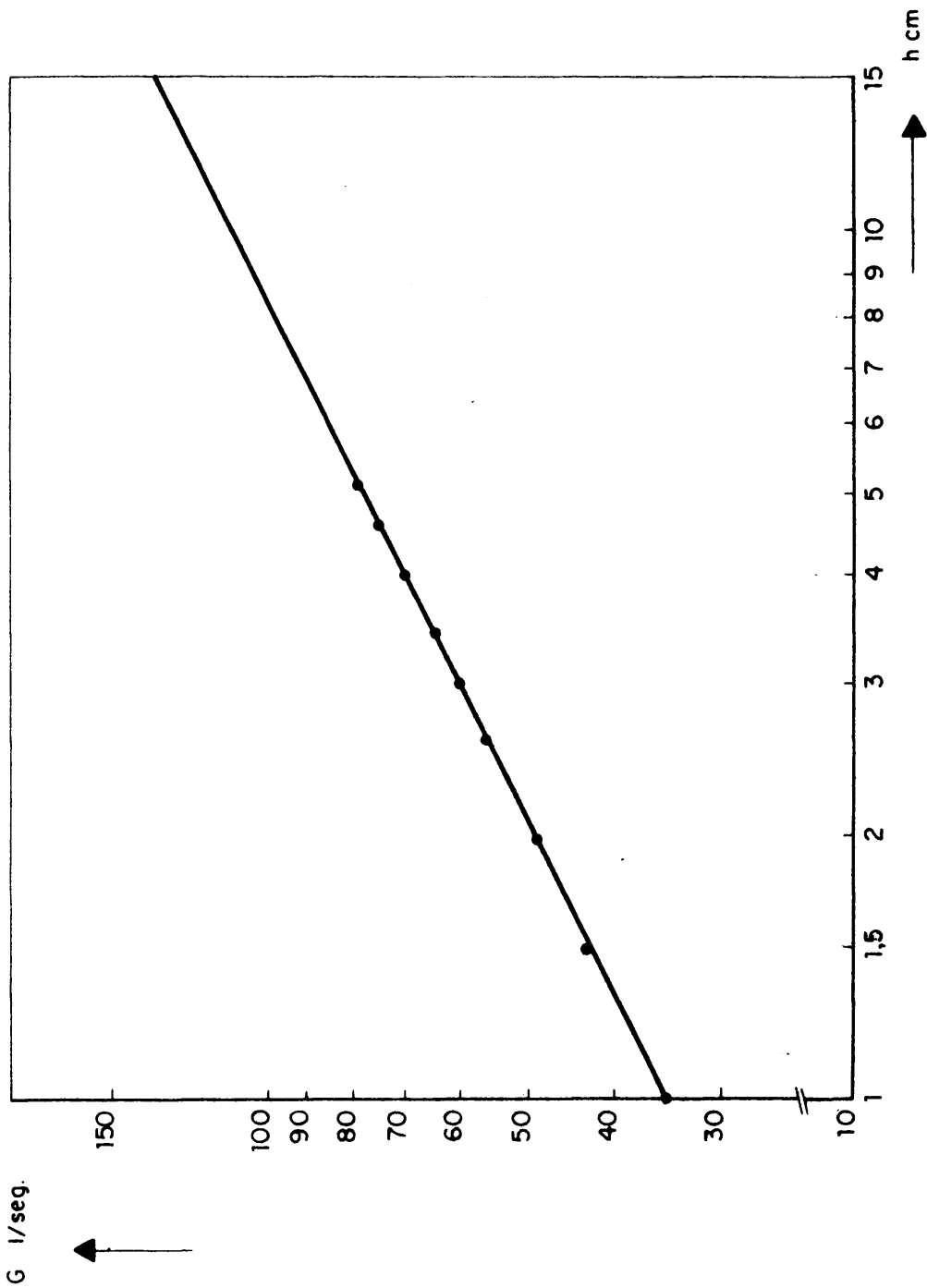


FIG.2-5 CALIBRADO DEL DIAFRAGMA PARA AIRE

$$G = K h^{\frac{1}{2}}$$

siendo K en este caso:

$$K = \frac{S C \left(2 g \frac{\gamma - \gamma_a}{\gamma_a} \right)^{\frac{1}{2}}}{\left[1 - \left(\frac{d}{D} \right)^4 \right]^{\frac{1}{2}}} = 35.000 \text{ cm.}^{5/2} \text{ seg.}^{-1}$$

Del mismo modo, la representación en coordenadas logarítmicas del caudal G, frente a la altura manométrica h, da una recta cuya representación corresponde a la Fig.2-5 que presenta una pendiente de 0'5 y una ordenada en el origen igual a K.

Para el coeficiente de descarga C se obtiene un valor medio de 0'6. En la gráfica de la figura anterior, G viene expresado en ltrs/seg. y h en cm.

2.2.3. Medida de la cantidad de condensado.

La medida de la cantidad de condensado procedente del vapor de agua que acompaña al aire a la salida de la columna es necesaria para la determinación de la humedad del aire y, a partir de ésta y su temperatura, su entalpía de salida del plato de experimentación, fundamental para establecer el balance energético que tiene lugar en el mismo. Esta medida se efectuó en un tubo de vidrio graduado de 6,160 cm² de sección, conectado al condensador mediante un manguito de goma.

2.2.4. Medida de la cantidad de arrastres.

Para medir la cantidad de líquido arrastrado por unidad de tiempo se instaló el siguiente dispositivo.

El líquido arrastrado caía por gravedad a través de un tubo de polivinilo a un pequeño recipiente de dos litros de capacidad sujeto a una estructura metálica en el exterior de la columna. Este recipiente se mantenía lleno de agua hasta una altura de 12 cm que servía de cierre líquido para evitar fugas de aire. A esta misma altura se le instaló una salida mediante un pequeño tubo de vidrio al que se conectó una conducción de goma que terminaba en un tubo de vidrio graduado, a un nivel inferior al del recipiente anterior, sujeto en el exterior de la columna.

En este tubo de vidrio, de las mismas dimensiones que el del condensado, se realizaba la medida del líquido arrastrado por unidad de tiempo.

2.2.5. Medida de pérdidas de carga en el plato.

La pérdida de carga en el plato se midió mediante dos tomas de presión estática, una a la entrada al plato y otra a su suficiente distancia de la salida del mismo, conectadas a las dos ramas de un manómetro de agua situado en un panel.

2.2.6. Medida de temperaturas.

El control de temperaturas de la instalación se realizó mediante termómetros situados en los puntos clave de la misma en un número de siete:

- Depósitos de alimentación.
- Entradas del líquido a la columna.
- Salida del líquido del plato de experimentación.
- Salida del gas de la columna.
- Salida del gas del condensador.

2.3. PUESTA A PUNTO DE LA INSTALACION.

Sobre el proyecto inicial y a la vista del funcionamiento

de la instalación se precisó introducir modificaciones con objeto de solventar ciertos problemas de operación. Entre éstos, por su importancia cabe citar los siguientes:

- problemas en el caudal de aire.
- cálculos del diafragma óptimo de medida del caudal.
- problemas de inundación de la columna.

2.3.1. Caudal de aire.

Para el suministro de aire a la columna se instaló en un principio una sola soplante, observándose por medida manométrica del caudal de aire que se conseguían velocidades máximas de éste en la columna muy por debajo de 1 m/seg.

Con objeto de incrementar este caudal se optó por instalar otra soplante en serie con la anterior, con lo que se aumentó la velocidad del aire en columna hasta un valor de 0'8 m/seg. Sin embargo este valor estaba también muy por debajo de un límite que garantizase un adecuado intervalo de operación.

La conducción que comunicaba las soplantes con la columna consistía en tres carretes de 3" de diámetro en una longitud total de 3 m. en intercalado en la misma un diafragma de 52 mm. Las pérdidas de carga que sufría el aire en esta conducción eran muy elevadas. Para una velocidad del aire en columna correspondiente a 1 m/seg se calculó por la ecuación de Fanning que la pérdida de carga por fricción a lo largo de la conducción era de 9 m. de aire; las que tenían lugar en el diafragma por estrechamiento y ensanchamiento eran de 18'6 m y 16 m respectivamente. Por este motivo se optó por sustituir la conducción y diafragma anteriores por otros de mayor diámetro. La nueva conducción con la que se realizó todo el trabajo de experimentación tenía un diámetro de 150 mm y daba lugar a una pérdida de carga por fricción de 0'29 m de aire para una velocidad del aire en columna de 1 m/seg., muy inferior a la que tenía lugar en la conducción inicial.

El diafragma óptimo con el que medir caudales en la muva conducción se determinó mediante un método gráfico de cálculo.

2.3.2. Método gráfico de cálculo de diafragmas.

El problema que se plantea es la determinación del diámetro de un diafragma cuando se fijan los datos siguientes: el diámetro del tubo, la lectura manométrica y el caudal máximo.

Para la resolución del mismo habría que resolver por tanteos la ecuación siguiente:

$$\frac{4^2 G^2}{\pi^2 d^4 2 g} \left[1 - \left(\frac{d}{D} \right)^4 \right] = C^2 H \quad (2-3)$$

Son datos G, D y H, y se desconoce C, que no es una función sencilla de (R_e) en la sección estrecha del aparato medidor del caudal y, por tanto, de d, y depende del tipo de aparato y de la relación $\frac{d}{D}$. Los valores de G y H se suelen fijar para el caso más desfavorable, esto es, el caudal máximo que se tendrá en la conducción y la pérdida de presión correspondiente, que ha de leerse en el manómetro.

La ecuación (2-3) ha de resolverse asignando valores a $\frac{d}{D}$ y hallando H, hasta que se encuentre el valor de H fijado. El cálculo es laborioso y el número de tanteos necesario depende de la práctica. Se propuso un método gráfico sencillo, que permite, en la mayoría de los casos, resolver el problema directamente o realizando dos tanteos.

La ecuación (2-3) se puede escribir en la forma:

$$\frac{4 G}{\pi \sqrt{2 g H}} = C d^2 \quad (2-4)$$

si se hace

$$\sqrt{1 - \left(\frac{d}{D}\right)^4} = 1$$

lo que introduce los errores que se indican en la siguiente tabla, en función del cociente $\frac{d}{D}$

d/D	Error relativo %
0'1	0'005
0'2	0'08
0'3	0'4
0'4	1'28
0'5	3'13
0'6	6'50
0'7	12
0'8	20'5
0'9	32'9

Al multiplicar por \underline{d} el (R_e) en el orificio se tiene

$$(R_e) \, d = \frac{4 \, G \, P}{\pi \, \mu} \quad (2-5)$$

Con las expresiones (2-4) y (2-5) y las que dan C y (R_e) se llega fácilmente a las ecuaciones siguientes:

$$\text{Log } C - \text{Log } C d^2 = - 2 \log d$$

$$\text{Log } (R_e) - \text{Log } (R_e)d = - \log d$$

$$\text{Log } \frac{C}{C d^2} = 2 \log \frac{(R_e)}{(R_e) d} \quad (2-6)$$

La ecuación (2-6) nos dice que sobre el diagrama en el que se representa $\log C$ en función de $\log(R_e)$, C y (R_e) para el caso que interesa, están situados sobre la intersección de $C = f(R_e)$ con una recta de pendiente 2, que pasa por el punto de coordenadas $[(R_e)d; Cd^2]$. Estos valores pueden calcularse a partir de los datos fijados, y conocidos (R_e) y C , se halla \underline{d} , mediante una de las dos expresiones siguientes:

$$d = \frac{(R_e) d}{(R_e)} \quad " \quad d = \sqrt{\frac{C d^2}{C}}$$

Con este valor se calcula d/D , y se comprueba con la tabla anterior si la suposición hecha introduce un error suficientemente grande para no dar como bueno el diámetro hallado y justificar el nuevo cálculo de $C d^2$ mediante

$$\frac{4 G}{\pi \sqrt{2 g H}} \sqrt{1 - \left(\frac{d}{D} \right)^4} = C d^2$$

en la que se toma para d/D el valor hallado y se repite la solución gráfica. El segundo valor de \underline{d} , hará varias d/D en una proporción pequeña, en la mayoría de los casos, y por tanto, no será necesario un nuevo cálculo de $C d^2$.

Para evitar esta construcción gráfica, que exige tener un poco de práctica para realizarla rápidamente, ya que el punto de coordenadas $[(R_0)d; C d^2]$, en muchos casos, se saldrá del diagrama y se necesitará calcular un punto de la recta dentro del intervalo de valores representado, se puede utilizar el procedimiento gráfico siguiente. Se calcula $C d^2$ y $(R_0)d$ a partir de la función $C = f(R_0)$, para valores de d iguales a 1, 2, 10 unidades de longitud del sistema elegido. Sobre el diagrama $\log C - \log (R_0)$, se tiene así el haz de curvas representado en la figura 2-6 para un diafragma.

Con estas curvas el problema se simplifica. Si al calcular $C d^2$ y $(R_0)d$ se obtiene un punto situado en esta zona, el número que corresponde a la curva sobre la que se encuentra nos da el diámetro en las unidades de longitud del sistema elegido para calcular $C d^2$ y $(R_0)d$. En el caso de que el punto no pueda situarse en la zona representada, se cambia convenientemente de unidad de longitud, y el nuevo par de valores de $C d^2$ y $(R_0)d$, que ya pueden representarse, fijarán el valor de d , en las nuevas unidades de longitud.

En el caso particular de la instalación que se está describiendo, se fijó una velocidad máxima deseable del aire en columna de 1'5 m/seg. que correspondía a un caudal de aire de 0'106 m³/seg y una lectura manométrica en columna de agua de 25 cm que correspondía a un valor de H en la ecuación (2-3) igual a $2'0 \cdot 10^4$ cm. El diámetro de la conducción, como ya se dijo en el apartado anterior, era de 15 cm.

Se obtuvo, por el método gráfico descrito anteriormente, un diámetro del orificio del diafragma igual a 6 cm que se amplió a 7'5 cm para disminuir ligeramente las pérdidas de carga permanente en el mismo.

La máxima lectura que se obtuvo en el manómetro de agua fue de 6 cm.

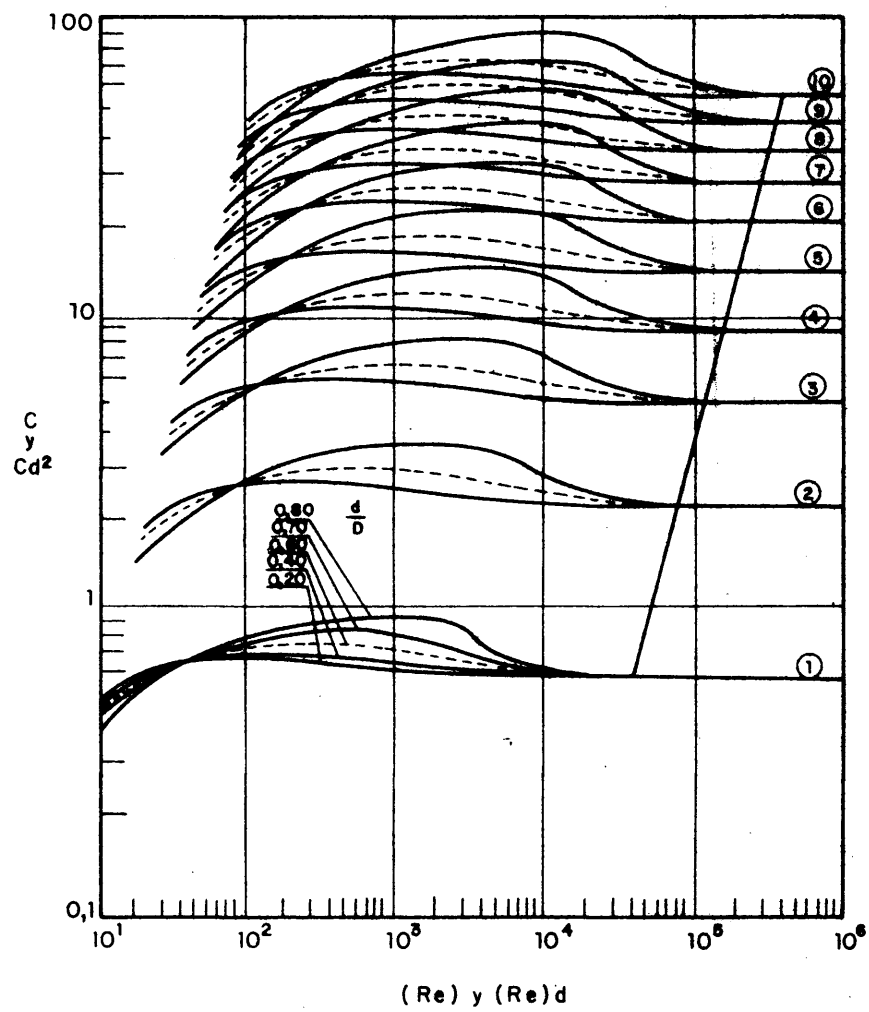


FIG. 2-6

Una vez montado el diafragma de 7'5 cm de diámetro, se efectuaron medidas de caudal utilizando platos con un 3% de área libre, que son los que ocasionan una pérdida de presión mayor, aunque no debe olvidarse que es más importante la pérdida de presión debida a la columna de agua retenida sobre el plato y por lo tanto al cambiar el área libre la variación será pequeña. Los valores máximos de caudal obtenidos correspondieron a velocidades de 1'2 m/seg que se admitieron como buenos dado que las experiencias de transferencia de calor y de arrastre de líquido del plato indicaban que este valor sería difícilmente aconsejable como velocidad de operación. Posteriormente, al disminuir la altura de los rebozaderos, se pudo sobrepasar esta velocidad, en condiciones aceptables de eficacia térmica y arrastre mecánico del líquido del plato.

2.3.3. Inundación.

Otro de los problemas a resolver surgió cuando la columna en funcionamiento, y al ir aumentando la velocidad del aire, aparecían inundaciones sobre el plato de experimentación, debido a lo cual desaparecían las condiciones de régimen continuo y los datos obtenidos, obviamente carecían de validez. Se pensó que estas inundaciones eran debidas a que, al ir aumentando la velocidad del aire en columna, se llegaba a un punto en el que la pérdida de carga sufrida por el aire al atravesar el plato, junto con la que experimentaba el líquido a través de la bajante circular, eran excesivas para mantener un régimen continuo de circulación de este último, dando como consecuencia una continua acumulación de líquido sobre el plato, hasta llegar a un momento en el que tenía lugar una total inundación en esta zona de la columna, no saliendo el líquido al exterior de la misma.

Se solventó este problema sustituyendo la bajante circular por una presa de derrame lineal con lo que el líquido salía ahora directamente al exterior de la columna a través de la cámara de salida. La columna tuvo entonces capacidad para trabajar a altos caudales de líquido y velocidades de aire, sin problemas de acumulación.

3. TECNICA EXPERIMENTAL

Y

RESULTADOS OBTENIDOS

3. TECNICA EXPERIMENTAL Y RESULTADOS OBTENIDOS.

3.1. INTRODUCCION.

Se describe en este capítulo la forma en que se ha llevado a cabo la experimentación, agrupando los resultados obtenidos de transferencia de calor en tablas y gráficas. Se dan también los valores de arrastre en diferentes condiciones de operación, para poder estimar su posible influencia en la eficacia de transferencia. Por último se dan las medidas de pérdidas de carga del gas debidas a la capa de líquido sobre el plato usando un rebosadero de 1'5 cm de altura.

3.1.1. Método operatorio.

Se preparaba dos alimentaciones de unos 200 litros cada una, calentando mediante vapor, a la temperatura programada, según se fuese hacer trabajar la columna como sistema de enfriamiento o calentamiento. Se fijaban los caudales de alimentación al plato de experimentación y a la zona inferior de la columna e inmediatamente se suministraba aire a la misma mediante las soplantes.

Para cada caudal de agua se hacía variar la velocidad del aire en columna hasta un número de seis veces aproximadamente, valor éste, adecuado para llevar una experimentación segura y evitar riesgos del vaciado total de los depósitos de alimentación.

Para cada valor de velocidad del aire se tomaban las siguientes medidas: temperatura de entrada del agua al plato de experimentación, temperatura de salida del mismo, temperatura de entrada de la segunda alimentación a la zona inferior de la columna, temperatura del gas a la salida del plato de experimentación, temperatura del gas a la salida del condensador y por último cantidad producida de condensado en un tiempo determinado.

La experimentación se terminaba cuando se conseguía la cota más alta de velocidad.

3.1.2. Eficacia de la etapa.

La eficacia conseguida en la transferencia de calor entre las dos fases líquido-gas, se ha definido como el cociente entre el incremento de la entalpía del gas a la salida del plato de experimentación y el que tendría de haberse alcanzado las condiciones de saturación.

Para cada experiencia se ha determinado esta eficacia sobre el diagrama que nos da la entalpía del aire en función de la temperatura de saturación, Fig.3-a.

La cantidad de calor intercambiada entre las dos fases la podemos expresar mediante el siguiente balance energético:

$$G \cdot \Delta H = L \cdot C \cdot \Delta T$$

siendo:

G - flujo del gas, kg/hr.

ΔH - incremento de entalpía del gas, kcal/kg.

L - flujo del líquido, kg/hr.

C - calor específico del líquido = 1 kcal/kg. °C

ΔT - salto de temperatura del líquido, °C.

La expresión de este balance energético representa, sobre el diagrama entalpía-temperatura, una recta de operación de pendiente $-\frac{L}{G}$. Los extremos de esta recta vienen fijados por los puntos (T_e, H_e) y (T_s, H_s) , siendo T_e y T_s las temperaturas del líquido a la entrada y salida del plato respectivamente y H_e y H_s las entalpías del gas antes y después de atravesar el plato.

Los extremos de la recta de operación correspondientes a las temperaturas los fijamos por lectura directa de los termómetros situados antes y después del plato. La determinación de las entalpías de los extremos se realizaba mediante un sencillo cálculo.

La entalpía H_g de un aire húmedo a una temperatura deter

$H, \text{Kcal/Kg}$

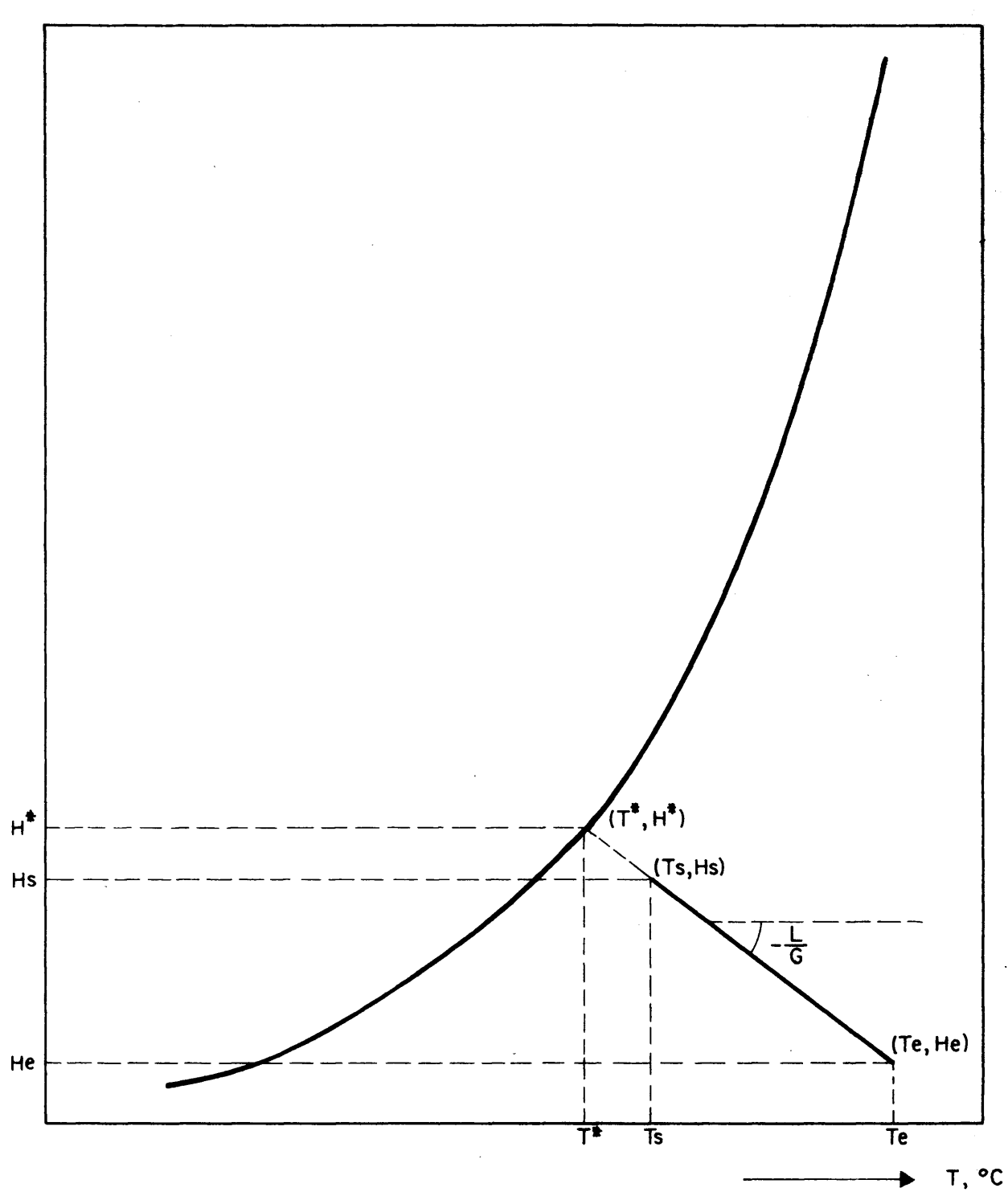


FIG. 3-a DIAGRAMA DE EQUILIBRIO ENTALPIA-TEMPERATURA

minada T_g y humedad Y viene definida mediante la expresión:

$$H_g = C_g \cdot T_g + \lambda \cdot Y$$

siendo C_g el calor específico del aire húmedo y λ el calor de vaporización del agua a la temperatura del mismo.

El calor específico del aire húmedo se calcula mediante:

$$C_g = 0.24 + 0.46 \cdot Y$$

donde 0.24 es el calor específico del aire y 0.46 el calor específico del vapor de agua.

La entalpia del aire húmedo que abandona el plato, vendrá expresada mediante:

$$H_s = C_g \cdot T_s + \lambda \cdot Y$$

donde sólo es necesario el cálculo de la humedad Y para obtener el valor de la entalpia del gas a la salida del plato. El valor de T_s venía fijado mediante lectura termométrica y el de λ mediante tablas.

El valor de Y se obtenía mediante la expresión:

$$Y = \frac{\Delta \text{ cond.}}{G} + 0.62 \frac{p}{p - p''}$$

siendo:

$\Delta \text{ cond}$ - cantidad obtenida de condensado, kg/seg.

G - flujo de aire, kg/seg.

p - presión de vapor del aire saturado, kg/cm².

p - presión atmosférica, kg/cm².

El valor de p'' se obtenía de tablas, a la temperatura de salida del gas del condensador, que se medía mediante lectura

termométrica.

Conocido el valor de H_a y mediante la expresión que representaba el balance energético del sistema se obtenía el valor de H_e , con lo cual se podía ya fijar los dos extremos de la recta de operación.

La prolongación de esta recta hasta su punto de corte con la curva de saturación entalpía-temperatura da el valor de la entalpía del gas para condiciones de saturación. Conocida ésta se podía obtener el valor de la eficacia de operación como se definió en un principio.

La recta de operación representada en la Fig.3-a, corresponde a la fase de enfriamiento. Cuando se trata del calentamiento del líquido, la recta de operación se mantiene por encima de la curva de saturación, siendo igual el camino seguido para el cálculo de la eficacia.

3.1.3. Niveles de experimentación.

Se utilizaron cuatro tipos diferentes de platos, A-2, A-5, C-2 y D-5, correspondientes a un área libre respecto a la sección de la columna del 3%, 3'5%, 12% y 13%, y diámetros de orificio de 2 mm para el primero y tercero, y 5 mm para el segundo y cuarto.

Se pudo batir de esta forma una zona de velocidades máximas del gas en orificio comprendida entre 40 m/seg y 15 m/seg. Fig.3-b. Con cada uno de estos platos se empleó tres tipos de rebosaderas de 1'5 cm, 3 cm y 5 cm de altura.

Con cada rebosadero se emplearon tres valores de temperatura de alimentación, 70°C, 50°C y 30°C, tanto para enfriamiento como para calentamiento, utilizando con cada uno de estos valores de temperatura, tres caudales distintos de alimentación, 270 kg/hr, 330 kg/hr y 370 kg/hr.

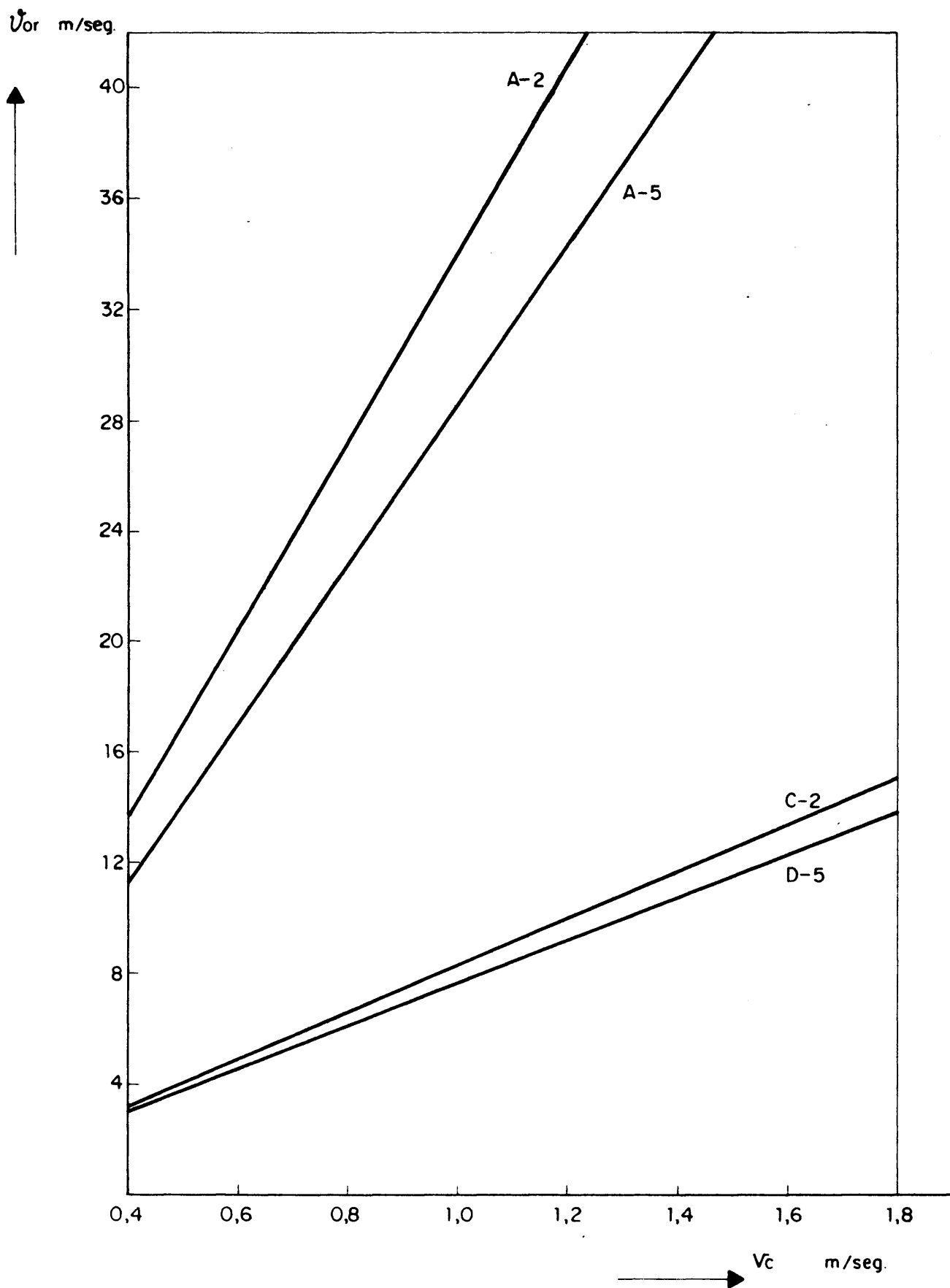


FIG. 3-b VELOCIDAD EN ORIFICIO - VELOCIDAD EN COLUMNA

Por último, con cada caudal de alimentación se batió una zona de velocidades del gas en columna comprendida entre 0'6 m/seg y 1'6 m/seg.

3.1.4. Datos experimentales.

En la Tabla 3-A se encuentran recopilados los datos experimentales, agrupados en distintas tablas por plate, rebosadero y temperatura de trabajo.

Cada tabla en particular, comprende dos zonas una de enfriamiento y otra de calentamiento, cada una de estas dividida en tres partes, correspondientes a los tres caudales de líquido empleados, 270 kg/hr, 330 kg/hr y 370 kg/hr.

Cada tabla contiene los siguientes parámetros:

- G - Caudal de gas, m^3/hr .
- L - Caudal de agua, kg/hr.
- Te.a.c. - Temperatura de entrada del agua caliente, °C.
- Ts a.c. - Temperatura de salida del agua caliente, °C.
- Te a.f. - Temperatura de entrada del agua fría, °C.
- Ts a.f. - Temperatura de salida del agua fría, °C.
- Ts gas columna - Temperatura del gas al abandonar el plato, °C
- Ts gas condensador - Temperatura del gas a la salida del condensador, °C.
- Condensado - Cantidad obtenida de condensado, kg/hr.
- E - Eficacia obtenida en cada experiencia, %.

Las eficacias obtenidas y dadas en las tablas anteriores se han representado en función de la velocidad del gas en columna en m/seg, y vienen recogidas en las figuras 3-1 a 3-36, siguiendo la misma notación que las tablas a las que representan.

TABLA 3-A

PLATO REBOSADERO	A - 2	C - 2	A - 5	D - 5	TEMPERATURA °C
1, 5	TABLAS 3 - 1	TABLAS 3 - 10	TABLAS 3 - 19	TABLAS 3 - 28	70
	3 - 2	3 - 11	3 - 20	3 - 29	50
	3 - 3	3 - 12	3 - 21	3 - 30	30
3	TABLAS 3 - 4	TABLAS 3 - 13	TABLAS 3 - 22	TABLAS 3 - 31	70
	3 - 5	3 - 14	3 - 23	3 - 32	50
	3 - 6	3 - 15	3 - 24	3 - 33	30
5	TABLAS 3 - 7	TABLAS 3 - 16	TABLAS 3 - 25	TABLAS 3 - 34	70
	3 - 8	3 - 17	3 - 26	3 - 35	50
	3 - 9	3 - 18	3 - 27	3 - 36	30

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	T _e a.c	T _s a.c	T _e a.f	T _s gas columna	T _s gas condensador	Condensado	E
160	270	71	47	9	43'5	34'5	3'2	90
220	270	71	43	9	39'5	33	3'8	86
248	270	71	41	9	38'5	32'5	4'4	98
274	270	70	40	9	35	30	4'2	94
299	270	70	38	9	35'5	30	5'2	99
166	330	73	49	10	44	37	3'8	88
212	330	73	46	10	41'5	35'5	4'2	93
252	330	73	43	10	41	35	5'2	99
274	330	73	43	10	37'5	32	4'4	92
299	330	72	41	10	36'5	31'5	5'2	94
170	370	72	48	10	44'5	38	4'2	93
216	370	72	46	10	43	37'5	4'4	97
248	370	72	45	10	42	36	4'9	96
274	370	72	45	10	38'5	33	4'9	90
299	370	72	43	10	37'5	32	6'3	95

0.000

0.000

0.000

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	T _e a.f	T _s a.f	T _e a.c	T _s gas columna	T _s gas condensador	Condensado	E
173	270	10	31	71	38	31'5	2'5	78
212	270	10	32	71	36'5	31	3'0	85
248	270	10	30	71	37	31'5	4'0	73
274	270	10	29	71	35	30	4'5	74
302	270	10	29	70	34'5	30	6'3	75
173	330	9	29	72	36'5	30	2'3	83
212	330	9	30	72	35	30	2'8	84
245	330	9	30	72	34'5	29	3'0	87
277	330	9	28	72	34'5	29	5'2	75
299	330	9	28	72	34	29'5	8'0	69
170	370	9	26	70	35	28	2'0	83
216	370	9	28	70	34	28'5	2'6	84
252	370	9	26	70	33'5	29	3'4	77
274	370	9	26	70	33	28	5'0	74
302	370	9	27	70	33	28'5	7'4	71

0.000

0.000

0.000

ENFRIAMIENTO

↓ TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts gas columna	Ts gas condensador	condensado	E
198	270	52	34	9	31	21	1'8	87
243	270	52	33	9	30'5	26	2'1	97
260	270	52	33	9	29	24'5	3'2	97
277	270	52	32	9	28	24	3'5	97
304	270	52	31	9	27	23	4'3	100
173	330	53	37	10	33'5	27	2'0	92
212	330	53	36	10	32'8	27	2'3	94
248	330	53	34	10	32	27	2'8	97
274	330	53	34	10	29	25	3'2	92
304	330	53	33	10	28'5	24	4'8	100
173	370	53	38	10	34'5	28	2'0	91
212	370	53	37	10	33'5	27	2'3	90
248	370	53	35	10	33	27	2'8	94
274	370	52	35	10	30	26	3'2	91
304	370	52	34	10	29'5	25'5	4'2	98

U.S.S.

U.S.S.

U.S.S.

CALENTAMIENTO

↓ TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts gas columna	Ts gas condensador	condensado	E
170	270	9	22	51	27'5	23	1'1	83
208	270	9	22	51	27	23	1'2	84
245	270	9	23	51	26'5	23	1'7	85
274	270	9	22	51	27	23	3'3	75
302	270	9	23	51	27	23'5	6'0	69
173	330	9	20	51	28	22	1'2	79
212	330	9	22	51	28	23	1'7	80
243	330	9	23	51	27	22'5	2'0	83
274	330	9	22	51	27	23'5	3'5	73
302	330	9	22	51	27	23	6'0	67
173	370	9	19	52	27	22'5	1'0	77
212	370	9	20	52	27	22'5	1'3	78
245	370	9	22	52	26	22	1'9	83
277	370	9	21	52	27	23'5	3'5	70
302	370	9	21	52	27	23'5	5'5	66

U.S.S.

U.S.S.

U.S.S.

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	ie a.f	Ts gas columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	33	26	10	23	19'5	0'7	89
208	270	33	24	10	22'5	19	0'9	96
248	270	33	23	10	22'5	19	1'6	103
274	270	33	23	10	21	18	2'2	107
304	270	33	22	10	20'5	17'5	4'0	129
173	330	32	25	10	23	19	0'8	94
220	330	32	24	10	22'5	19	1'1	98
245	330	32	24	10	22'5	19	1'4	100
274	330	32	24	10	21'5	18'5	2'7	114
304	330	32	23	10	21	18'5	3'8	124
173	370	33	26	10	24	20	0'8	90
216	370	33	26	10	23'5	20	1'2	95
252	370	33	24	10	23'5	20	1'7	105
274	370	33	25	10	22	19	2'0	100
304	370	33	23	10	21'5	18'5	3'2	113

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts gas columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	9	16	33	20	17'5	0'8	72
216	270	9	16	33	20'5	17'5	0'7	74
245	270	9	17	33	20	17'5	1'2	73
271	270	9	17	33	20'5	18	2'5	64
304	270	9	17	33	20'5	18	5'2	56
173	330	11	15	33	19'5	16	0'5	68
212	330	11	16	33	20	16'5	0'8	69
245	330	11	17	33	20	16'5	1'3	72
274	330	11	16	33	20	17	3'0	57
304	330	11	17	33	20	17	5'0	51
173	370	9	13	33	18'5	16	0'5	67
216	370	9	14	33	19	16'5	0'7	65
245	370	9	15	33	18'5	16'5	1'1	69
274	370	9	15	33	19'5	17	2'5	58
304	370	9	16	33	19'5	17	4'6	54

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	70	42	8	40	32'5	2'9	95
212	270	70	41	8	38'5	32	3'2	97
248	270	70	39	8	37'5	31'5	3'6	98
274	270	69	39	8	36	30'5	7'1	103
302	270	69	37	8	35	30	9'2	110
178	330	72	45	9	43	36'5	3'8	98
212	330	72	44	9	42	36	3'9	97
243	330	72	43	9	41'5	35'5	4'2	98
280	330	72	43	9	38'5	34	7'4	98
304	330	71	42	9	38	33	9'6	103
173	370	73	47	9	45'5	38'5	4'2	98
212	370	73	46	9	44	38	4'3	98
252	370	73	44	9	42'5	36'5	4'6	96
277	370	72	45	9	40'5	35'5	7'4	96
302	370	71	44	9	40	34'5	10'0	101

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	9	32	71	36	29	2'2	91
220	270	9	33	71	35'5	23	2'6	93
245	270	9	33	71	35	29'5	3'2	91
277	270	9	29	70	34	28'5	6'5	76
302	270	9	30	70	33'5	29	9'2	73
173	330	9	30	72	35	29	1'9	89
212	330	9	31	72	35	29'5	2'3	90
248	330	9	31	72	34'5	29'5	2'8	88
274	330	9	28	72	33'5	28'5	5'9	78
299	330	9	29	72	33'5	29	8'8	71
173	370	9	29	71	34	28	1'9	89
220	370	9	29	71	34	28'5	2'3	88
252	370	9	29	71	33'5	28'5	2'7	87
280	370	9	27	71	33	28'5	6'5	71
299	370	9	27	71	32'5	28	8'5	70

ENFRIAMIENTO

TAOLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
178	270	53	36	9	33'5	27'5	1'7	90
216	270	52	34	9	32'5	27	2'0	93
248	270	52	33	9	31'5	26'5	2'3	94
274	270	52	34	9	30	26	4'6	99
304	270	52	33	9	29'5	25'5	6'8	106
173	330	52	37	9	34'5	28'5	1'9	91
212	330	52	36	9	34	28	2'0	92
245	330	52	35	9	33	28	2'5	93
280	330	52	36	9	31'5	27	5'2	98
304	330	52	35	9	31	26'5	6'8	104
178	370	52	37	9	35	29	2'0	91
216	370	52	37	9	34'5	29	2'2	92
248	370	52	36	9	33'5	28'5	2'3	92
277	370	52	35	9	33	28'5	3'0	96
304	370	52	36	9	31'5	27'5	6'9	103

U.S.S.

U.S.S.

U.S.S.

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	12	25	52	28'5	23'5	1'2	8
212	270	12	26	52	28'5	24	1'5	8
245	270	12	26	52	29	24'5	2'0	8
274	270	12	24	52	28	24	4'8	6
302	270	12	25	52	28	24	7'6	6
173	330	10	23	52	27'5	22'5	1'0	8
216	330	10	24	52	27	22'5	1'3	9
248	330	10	24	52	27'5	23	1'7	8
274	330	10	22	52	26'5	22'5	4'6	6
302	330	10	24	52	26'5	23	7'4	6
173	370	9	21	52	26	22	1'0	8
216	370	9	22	52	26'5	22'5	1'2	8
248	370	9	23	52	27	22'5	1'5	8
274	370	9	20	52	26	22	4'2	6
299	370	9	21	52	25'5	22	6'7	6

U.S.S.

U.S.S.

U.S.S.

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	33	24	9	23	19	0'7	95
212	270	33	24	9	22'5	19	0'9	93
245	270	33	24	9	22	19	1'4	99
277	270	33	24	9	21'5	18'5	3'7	119
304	270	33	24	9	21'5	18'5	5'5	142
173	330	33	26	9	24	20	0'7	91
212	330	33	25	9	23'5	20	1'0	94
248	330	33	25	9	23	19'5	1'2	96
277	330	33	25	9	23	20	2'0	104
304	330	33	25	9	22	19	5'9	158
173	370	33	26	9	24'5	20'5	0'7	91
216	370	33	26	9	24	20'5	1'1	96
248	370	33	25	9	23'5	20	1'3	97
274	370	33	25	9	23'5	20	1'7	99
304	370	33	25	9	23	19'5	5'9	152

0'1'0'3

0'2'0'3

0'3'0'3

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
178	270	9	17	32	20	17	0'5	83
212	270	9	17	32	19	17	0'6	80
248	270	9	18	32	20	17'5	1'0	79
274	270	9	17	32	19'5	17'5	3'9	59
304	270	9	17	32	19'5	17'5	6'0	50
173	330	12	17	32	19'5	16	0'5	80
212	330	12	18	32	20	17	0'7	80
248	330	12	18	32	20	17'5	1'0	74
274	330	12	18	32	19'5	17	1'6	70
304	330	12	18	32	20	17'5	6'3	47
178	370	10	15	32	18	15'5	0'4	78
216	370	10	15	32	18'5	16'5	0'5	75
245	370	10	16	32	18'5	16'5	0'7	75
277	370	10	15	32	18'5	16'5	1'2	66
304	370	10	15	32	18	16	3'7	55

0'1'0'3

0'2'0'3

0'3'0'3

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	71	44	11	41	34	3'0	93
212	270	71	43	11	39'5	33'5	3'3	94
245	270	71	42	11	38	32'5	3'5	93
277	270	71	41	11	37	32	6'3	99
302	270	70	40	12	36'5	31'5	8'2	102
173	330	71	46	10	42'5	35'5	3'4	93
212	330	71	45	10	41'5	35	3'6	93
245	330	71	44	10	40	34'5	3'8	93
274	330	71	44	10	39	33'5	6'9	96
302	330	70	43	10	38'5	33	9'2	100
173	370	71	48	10	44'5	37'5	3'7	92
212	370	71	47	10	43	36'5	4'1	91
245	370	71	46	10	41'5	35'5	4'1	91
274	370	71	45	10	40	34'5	7'3	95
302	370	70	45	10	39'5	34	10	98

3.7.1.2

3.7.2.2

3.7.3.2

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	11	35	71	38	32	2'3	91
220	270	11	34	71	37'5	32	2'7	90
252	270	11	33	71	37'5	32'5	5'4	80
277	270	11	33	71	36'5	31'5	7'4	95
173	330	11	33	72	37	31	2'2	91
216	330	11	32	72	36'5	31	2'5	88
248	330	10	32	72	36	31	2'8	88
277	330	10	31	72	35'5	30'5	5'7	79
	330	10	30	71	34	29	7'8	75
173	370	11	31	72	35'5	29'5	1'9	89
216	370	11	31	72	36	30'5	2'3	87
248	370	11	31	72	35	30	2'7	87
277	370	10	30	72	35'5	31	6'9	75
290	370	10	28	72	33	28'5	7'9	70

3.7.1.0

3.7.2.0

3.7.3.0

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	51	35	10	32	26	1'6	91
216	270	51	34	10	31	26	1'7	90
248	270	51	33	10	30'5	26	2'0	92
277	270	51	33	10	29'5	25	4'3	99
304	270	51	33	10	29	25	6'7	108
178	330	52	37	10	34	28	1'8	90
212	330	52	36	10	33	27'5	1'8	89
245	330	52	35	10	32	27	2'2	91
274	330	52	36	10	31'4	26'5	5'0	95
302	330	52	35	10	31	26'5	6'7	102
173	370	51	38	10	34'5	28'5	1'8	89
216	370	51	37	10	34	27'5	2'0	88
245	370	51	36	10	33	27	2'3	88
274	370	51	36	10	32	26'5	4'7	94
302	370	51	36	10	31'5	26'5	6'9	103

0'1'0'0'0'

0'1'0'0'0'

0'1'0'0'0'

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	10	25	53	28'5	23'5	1'2	89
212	270	10	26	53	29	24'5	1'4	89
248	270	10	26	53	29	25	1'8	88
277	270	10	26	53	29	25'5	4'9	74
302	270	10	25	53	27'5	24	6'9	69
182	330	10	24	53	28	23'5	1'1	89
216	330	10	25	53	28'5	24	1'3	89
248	330	10	25	53	28	24	1'7	87
274	330	10	24	53	28'5	24'5	4'8	90
299	330	10	23	53	26'5	23'5	6'5	68
173	370	10	23	53	27	22'5	0'9	90
212	370	10	24	53	27'5	23	1'2	89
252	370	10	24	53	27'5	23'5	1'5	87
277	370	10	23	53	27'5	24	4'7	73
299	370	10	22	53	26	23	6'5	66

0'1'0'0'0'

0'1'0'0'0'

0'1'0'0'0'

ENFRIAMIENTO

↓ TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	33	26	10	23'5	20	0'6	90
220	270	33	25	10	23	19'5	0'8	93
248	270	33	25	10	22'5	19'5	1'1	95
274	270	33	25	10	22	19	2'4	106
302	270	33	25	10	22	19	4'9	149
178	330	32	26	10	23'5	20	0'7	85
212	330	32	25	10	23	19'5	0'8	90
245	330	32	25	10	22'7	19'5	1'0	93
274	330	32	25	10	22'4	19'5	1'6	97
299	330	32	25	10	22'5	19'5	4'8	144
173	370	32	27	10	24'4	20'5	0'7	89
216	370	32	26	10	24	20'5	0'9	90
245	370	32	26	10	23'5	20'3	1'1	93
274	370	32	26	10	23	20	1'4	94
299	370	32	26	10	23	20	4'9	175

3'0'0'0'

3'0'0'0'

3'0'0'0'

CALENTAMIENTO

↓ TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	10	19	34	21	18	0'5	89
212	270	10	19	34	21	18'5	0'7	87
248	270	10	19	34	21'5	18'5	0'9	85
274	270	10	19	34	21'5	19	3'7	64
304	270	10	19	34	20'5	18'5	5'5	63
178	330	10	17	33	19'5	16'5	0'4	87
212	330	10	18	33	20	17	0'6	89
245	330	10	18	33	20	17'5	0'8	86
274	330	10	18	33	20	17'5	1'5	78
304	330	10	18	33	19'5	17'5	5'6	59
173	370	10	16	33	19	16'5	0'3	87
216	370	10	17	33	19'5	17	0'5	85
248	370	10	17	33	20	17'5	0'7	82
274	370	10	17	33	20	17'5	1'1	81
302	370	10	17	33	19'5	17'5	5'8	55

3'0'0'0'

3'0'0'0'

3'0'0'0'

ENFRIAMIENTO

↓ TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts gas columna	Ts gas condensador	Condensado	E
178	270	72	43	15	40	34	3'0	96
248	270	72	44	15	38	33'5	3'0	88
304	270	71	43	15	36'5	32'5	3'0	87
335	270	71	43	15	36	32	3'1	86
369	270	71	43	15	35	31	3'2	85
400	270	71	42	15	34	30'5	3'3	85
173	330	72	47	12	42'5	36'5	3'4	93
252	330	72	46	12	39'5	34'5	3'4	87
304	330	72	46	12	38	33'5	3'4	84
335	330	72	45	12	37	33	3'5	84
373	330	72	45	12	36	32'5	3'5	83
400	330	72	44	12	35'5	31'5	3'6	82
178	370	72	50	12	43'5	37'5	3'7	87
245	370	72	49	12	41'5	36	3'4	84
304	370	72	47	12	39	34'5	3'7	84
335	370	72	47	12	38'5	34	3'7	82
373	370	72	46	12	37	33	3'8	81
400	370	71	46	12	36'5	32'5	4'0	80

3'10:1'5

3'10:2'5

3'10:3'5

CALENTAMIENTO

↓ TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts gas columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	13	31	71	39	32'5	2'3	80
252	270	13	31	71	38	32'5	2'6	83
299	270	13	30	71	37	32'5	3'0	80
335	270	13	30	71	36'5	32'5	3'0	79
373	270	13	29	71	36	32	3'3	77
400	270	13	29	71	35'5	31'5	3'2	76
173	330	13	30	72	38'5	32'5	2'2	80
260	330	13	30	72	37'8	32'5	2'6	79
288	330	13	29	72	37'2	32'5	2'8	78
335	330	13	29	72	36'5	32	3'0	77
367	330	13	28	72	36	31'5	3'2	76
400	330	13	27	72	35	31'5	3'1	73
173	370	13	28	72	38	31'5	2'2	78
260	370	13	28	72	37'4	32	2'5	77
288	370	13	28	72	37	32	2'6	77
324	370	13	28	72	36'5	32	2'7	75
367	370	13	27	72	36	32	3'0	72
400	370	13	27	72	35'5	31'5	3'1	71

3'10:1'5

3'10:2'5

3'10:3'5

ENFRIAMIENTO

→ TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts columna	Ts condensador	Condensado	E
173	270	52	36	12	31	26	1'3	86
248	270	52	36	12	29'8	26	1'5	82
302	270	52	35	12	29	25'3	1'6	81
335	270	52	35	12	28'4	25	1'6	80
367	270	52	35	12	27'8	24'6	1'7	78
406	270	52	35	12	27	24'5	1'7	72
178	330	52	39	12	33	27'5	1'5	81
252	330	52	38	12	31'5	27	1'7	79
304	330	52	37	12	30'5	26'5	1'8	78
335	330	52	37	12	30	26'5	1'8	78
374	330	52	37	12	29	26	1'9	76
405	330	52	36	12	28'5	25'5	2'0	76
182	370	52	40	12	33'5	28'5	1'6	81
260	370	52	39	12	32'5	28	1'8	77
308	370	52	38	12	31'5	27'5	2'0	77
335	370	52	38	12	30'5	27'5	2'0	76
378	370	52	38	12	30	27	2'0	76
400	370	52	38	12	29'5	26'5	2'4	75

0.1.1.0.3

0.2.1.0.3

0.3.1.0.3

CALENTAMIENTO

→ TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts columna	Ts condensador	Condensado	E
173	270	12	24	52	30'2	25'5	1'2	81
260	270	12	24	52	30'5	26'5	1'5	80
288	270	12	24	52	30'4	26'5	1'6	80
324	270	12	24	52	30	26'5	1'7	75
369	270	12	24	52	29'5	26'5	1'7	75
400	270	12	23	52	29	26'5	1'8	72
173	330	12	23	53	30'5	25'5	1'0	80
260	330	12	24	53	30'5	26'5	1'5	77
288	330	12	24	53	30'5	26'5	1'6	77
324	330	12	23	53	30	26'5	1'7	76
367	330	12	23	53	29'5	26'5	1'8	73
400	330	12	23	53	29'5	26'5	1'9	72
178	370	12	22	52	29'5	25'5	1'1	77
260	370	12	22	52	30	26'2	1'4	74
288	370	12	22	52	30	26'5	1'5	73
324	370	12	22	52	29'5	26'5	1'5	72
367	370	12	22	52	29	26'5	1'6	71
400	370	12	22	52	29	26'5	1'6	70

0.1.1.0.3

0.2.1.0.3

0.3.1.0.3

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts columna	Ts gases condensador	Condensado	E
200	270	32	26	12	22	19'5	0'5	81
260	270	32	26	12	22	19'5	0'6	81
311	270	32	26	12	21'5	19'5	0'7	80
335	270	32	26	12	21'5	19'5	0'7	79
374	270	32	25	12	21	19'5	0'8	78
406	270	32	25	12	21	19'5	0'8	78
178	330	33	27	12	23	20	0'5	77
248	330	33	27	12	23	20'5	0'6	79
311	330	33	27	12	22'5	20'5	0'8	78
335	330	33	27	12	22	20'5	0'8	77
374	330	33	27	12	22	20	0'8	74
400	330	33	27	12	22	20	0'8	73
187	370	33	28	12	24	20'5	0'6	78
262	370	33	28	12	23'5	21	0'7	74
311	370	33	28	12	23'5	21	0'9	73
337	370	33	28	12	23	21	0'9	72
374	370	33	28	12	23	20'5	0'9	69
400	370	33	28	12	22'5	20'5	1'0	70

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts columna	Ts gases condensador	Condensado	E
182	270	12	19	33	22'5	20	0'5	79
230	270	12	19	33	22'9	20'3	0'6	76
262	270	12	19	33	23'2	20'5	0'6	76
288	270	12	19	33	23'1	20'9	0'7	75
324	270	12	19	33	23	21	0'8	74
367	270	12	19	33	23	21'3	0'8	73
178	330	12	18	33	22	19'5	0'4	77
260	330	12	18	33	22'5	20'5	0'6	73
290	330	12	18	33	23	20'5	0'7	72
324	330	12	18	33	23	21	0'7	69
367	330	12	18	33	22'7	21	0'8	70
400	330	12	18	33	22'7	21	0'8	70
178	370	12	18	33	22	19'5	0'4	78
260	370	12	18	33	22'5	20'5	0'6	71
290	370	12	18	33	22'5	20'5	0'7	70
324	370	12	18	33	23	21	0'7	70
367	370	12	18	33	22'8	21'5	0'7	68
400	370	12	18	33	22'8	21'5	0'7	68

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
178	270	71	41	12	40	33'5	3'0	93
265	270	71	44	12	38	32'5	3'2	88
299	270	71	43	12	36	31'5	3'2	86
324	270	71	43	12	35'5	31	3'2	86
371	270	71	43	12	34	30	3'1	83
400	270	70	43	12	33	29'5	3'2	80
182	330	72	48	12	44'5	36'5	3'6	90
277	330	72	46	12	39	34'5	3'8	87
299	330	72	46	12	38	34	3'8	86
328	330	72	45	12	37'5	33	3'8	85
369	330	72	45	12	36	32'5	3'7	84
396	330	71	45	12	35'5	31'5	4'0	82
187	370	72	49	12	44	37'5	4'0	90
268	370	72	47	12	41	35'5	4'3	88
299	370	72	47	12	39'5	35	4'1	86
324	370	71	46	12	38'5	34'5	4'1	85
367	370	71	46	12	37	33	4'1	83
396	370	71	46	12	36	32'5	4'2	81

0.1.2.3.4

0.1.2.3.4

0.1.2.3.4

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
182	270	14	34	71	39'5	34	3'0	84
274	270	14	33	71	38'5	34	3'2	81
299	270	14	32	71	38	34	3'5	80
324	270	14	32	71	38	34	3'6	79
367	270	14	31	71	37'5	33'5	3'6	76
400	270	14	30	71	36'5	33'5	3'7	75
187	330	14	32	72	39	33'5	2'4	84
274	330	14	32	72	38'5	33'5	3'2	81
302	330	14	31	72	38	33'5	3'4	80
326	330	14	31	72	37'5	33'5	3'4	77
367	330	14	30	72	37	33'5	3'6	76
400	330	14	29	72	36'5	33'5	3'6	73
182	370	14	31	72	38'5	33	3'4	83
274	370	14	30	72	37'5	33	3'0	79
299	370	14	30	72	37'5	33	3'2	78
326	370	14	30	72	37	33	3'3	78
369	370	14	29	72	36'5	33	3'5	73
400	370	14	28	72	36	32'5	3'6	70

0.1.2.3.4

0.1.2.3.4

0.1.2.3.4

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts a.f	Ts gos columna	Ts gos condensador	Condensado	E
173	270	52	37	12		32'5	27'5	1'6	88
252	270	52	36	12		31	27	1'8	84
304	270	52	36	12		30	26'5	2'0	83
337	270	52	36	12		29	26	2'0	79
367	270	52	35	12		28'5	25'5	2'0	79
400	270	52	35	12		28	25'5	2'0	80
182	330	52	39	12		34	29	2'0	85
254	330	52	38	12		32	28	2'0	82
290	330	52	38	12		31'5	27'5	2'0	81
326	330	52	37	12		30'5	27	2'1	80
369	330	52	37	12		29'5	26'5	2'1	80
400	330	52	37	12		29	26	2'1	77
173	370	52	40	12		35	30	2'0	85
220	370	52	40	12		34	29'5	2'0	82
257	370	52	39	12		33	29	2'2	81
302	370	52	39	12		32	28'5	2'2	79
335	370	52	38	12		31	28	2'3	78
369	370	52	38	12		30'5	27'5	2'4	77

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts gos columna	Ts gos condensador	Condensado	E
178	270	14	26	52	31	27	1'3	83
274	270	14	26	52	31'5	28	1'7	85
302	270	14	26	52	31	28	1'8	87
337	270	14	26	52	31	28	1'8	84
367	270	14	26	52	30'5	27'5	2'0	79
396	270	14	25	52	30'5	27'5	2'0	76
182	330	15	26	52	31	27	1'2	82
274	330	15	26	52	31'5	28	1'7	78
299	330	15	26	52	31	28	1'8	77
335	330	15	26	52	31	28	2'0	76
369	330	15	25	52	30'5	27'5	2'0	76
400	330	15	25	52	30'5	27'5	2'2	73
182	370	15	25	53	31	26'5	1'2	82
277	370	15	25	53	31'5	28	1'6	77
299	370	15	25	53	31'5	28	1'7	78
337	370	15	25	53	31	28	1'8	75
369	370	15	25	53	31	28	1'9	72
400	370	15	25	52	30'5	28	2'0	71

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts exterior	Ts gas condensador	Condensado	E
182	270	33	27	12	23'7	21	0'6	82
274	270	33	26	12	23	21	0'7	83
302	270	33	26	12	23	21	0'8	83
337	270	33	26	12	22'7	21	0'8	83
367	270	33	26	12	22'5	21	0'8	81
406	270	33	26	12	22'5	21	1'0	80
190	330	32	27	12	24	21	0'7	82
274	330	32	27	12	23'5	21	0'8	79
304	330	32	27	12	23	21	0'9	77
337	330	32	27	12	23	21	1'0	77
367	330	32	27	12	22'8	21	1'0	76
403	330	32	27	12	22'5	21	1'0	73
187	370	33	28	12	25	22	0'7	81
277	370	33	28	12	24	22	0'8	76
302	370	33	28	12	24	22	0'9	76
337	370	33	28	12	23'6	22	0'9	76
367	370	33	28	12	23'5	22	0'9	74
403	370	33	28	12	23	22	0'9	71

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts exterior	Ts gas condensador	Condensado	E
190	270	14	21	32	23	21	0'5	82
277	270	14	21	32	23'8	22	0'7	75
304	270	14	21	32	24	22	0'8	73
335	270	14	21	32	24	22'3	0'8	72
367	270	14	21	32	24	22'5	0'7	71
405	270	14	21	32	24	22'5	0'9	70
173	330	14	20	33	22'8	21	0'4	79
274	330	14	20	33	23'7	22	0'6	78
299	330	14	20	33	24	22	0'8	75
346	330	14	20	33	24	22'3	0'8	77
369	330	14	20	33	24	22'5	0'9	72
405	330	14	20	33	24	22'5	0'9	70
173	370	14	19	33	22'7	20'5	0'5	80
274	370	14	20	33	23'7	22	0'7	73
302	370	14	20	33	24	22	0'7	74
335	370	14	20	33	24	22'4	0'8	73
367	370	14	20	33	24	22'5	0'8	71
405	370	14	20	33	24	22'7	0'9	68

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts gas exterior	Ts gas condensador	Condensado	E
187	270	72	46	15	41	35'5	3'1	91
277	270	72	45	15	38	34	3'3	87
302	270	72	44	15	37'5	33'5	3'4	87
335	270	72	44	15	36'5	32'5	3'4	87
369	270	71	43	15	35'5	31'5	3'2	84
398	270	71	43	15	34'5	31'5	3'2	83
194	330	71	48	15	43'5	37'5	3'8	91
277	330	71	46	15	40	35'5	3'7	90
299	330	71	46	15	39	34'5	3'7	87
340	330	71	45	15	37'5	34	3'6	85
371	330	71	45	15	37	33'5	3'7	84
400	330	71	45	15	36'5	32'5	3'6	83
178	370	73	50	15	45'5	39'5	4'3	90
280	370	73	48	15	41'5	37	4'3	86
308	370	73	48	15	40'5	36'5	4'3	86
340	370	73	47	15	39'5	35'5	4'3	84
367	370	73	47	15	39	35	4'2	83
400	370	73	47	15	38	34'5	4'3	82

3'1'6'3'

3'16'2'3'

3'1'6'3'

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts gas exterior	Ts gas condensador	Condensado	E
178	270	16	35	71	41	35	3'0	84
277	270	16	34	71	39'5	35	3'2	82
304	270	16	33	71	39	34'7	3'5	81
337	270	16	33	71	38'5	34'5	3'6	80
371	270	16	32	71	38	34'2	3'7	78
398	270	16	31	71	37	33'5	3'7	78
182	330	16	34	72	39'5	34'2	2'7	84
274	330	16	33	72	39	34'8	3'3	81
302	330	16	33	72	38'5	34'5	3'4	81
335	330	16	32	72	38'3	34'5	3'5	79
367	330	16	31	72	38	34'2	3'6	76
396	330	16	31	72	37'2	34	3'6	74
173	370	16	33	72	39'5	33'5	2'5	83
274	370	16	32	72	38'8	34	3'1	79
302	370	16	32	72	38	34	3'2	78
335	370	16	31	72	38	34	3'5	76
369	370	16	30	72	37'2	33'8	3'4	73
396	370	16	30	72	37	33'5	3'6	72

3'1'6'3'

3'16'2'3'

3'1'6'3'

ENFRIAMIENTO

↓ TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts columnas	Ts gas condensador	Condensado	E
187	270	52	37	16	33'5	29	1'6	90
274	270	52	37	16	32	28'5	1'9	84
299	270	52	37	16	31'5	28	1'9	82
335	270	52	36	16	31	27'5	2'0	82
367	270	52	36	16	30	27'5	2'0	80
400	270	52	36	16	29'5	27	2'0	79
190	330	52	39	16	35	30	2'0	88
274	330	52	38	16	32'5	29	2'0	83
302	330	52	38	16	32	28'5	2'1	81
337	330	52	37	16	31	28	2'1	79
369	330	52	37	16	30'5	27'5	2'1	78
400	330	52	37	16	30	27'5	2'1	79
190	370	52	40	16	36	31	2'1	87
274	370	52	39	16	33'5	29'5	2'2	82
302	370	52	39	16	32'5	29'5	2'2	80
333	370	52	38	16	32	29	2'2	80
367	370	52	38	16	31	28'5	2'2	78
400	370	52	38	16	30'5	28	2'2	77

3
1
7
2
0

3
1
7
2
0

3
1
7
2
0

CALENTAMIENTO

↓ TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts columnas	Ts gas condensador	Condensado	E
187	270	22	31	53	35	30'5	1'7	82
277	270	22	31	53	34	30'5	2'1	80
308	270	22	31	53	34	30'5	2'2	80
337	270	22	30	53	33'7	30'5	2'3	78
367	270	22	30	53	33'3	30'5	2'3	76
398	270	22	30	53	33	30	2'4	75
178	330	18	28	53	33	28'5	1'4	84
274	330	18	28	53	32'8	29'2	2'0	79
304	330	18	28	53	32'5	29'2	2'0	76
335	330	18	28	53	32	29'2	2'1	76
367	330	18	27	53	32	29	2'1	75
398	330	18	27	52	31'5	29	2'2	71
173	370	17	27	52	31'5	27'5	1'3	83
274	370	17	27	52	32	28'5	1'8	79
299	370	17	26	52	31'8	28'5	1'8	77
335	370	17	26	52	31'5	28'5	1'8	75
371	370	17	26	52	31'5	28'5	1'9	73
398	370	17	26	52	31'2	28'5	2'0	72

3
1
7
2
0

3
1
7
2
0

3
1
7
2
0

ENFRIAMIENTO

→ TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts gas columna	Ts gas condensador	condensado	E
182	270	33	27	16	25'5	23	0'6	86
274	270	33	27	16	24'5	22'5	0'7	82
308	270	33	27	16	24'2	22'5	0'8	84
335	270	33	27	16	24	22'5	0'8	78
369	270	33	27	16	23'5	22'5	0'8	84
400	270	33	27	16	23'5	22'5	0'9	84
178	330	34	28	16	26	26	0'7	86
274	330	34	28	16	25	25	0'8	83
304	330	34	28	16	24'8	24'8	0'9	82
337	330	34	28	16	24'5	24'5	0'9	78
369	330	34	28	16	24	24	0'9	77
400	330	34	28	16	23'8	23'8	0'9	77
178	370	33	29	16	26'5	26'5	0'7	86
274	370	33	28	16	25'5	25'5	0'9	82
302	370	33	28	16	25	25	0'9	81
335	370	33	28	16	25	25	2'0	79
367	370	33	28	16	24'8	24'8	2'0	80
400	370	33	28	16	24'5	24'5	2'0	79

3'18'1'3

3'18'2'3

3'18'3'3

CALENTAMIENTO

→ TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts gas columna	Ts gas condensador	condensado	E
182	270	17	23	34	25	23	0'5	79
274	270	17	23	34	25'5	23'8	0'7	74
304	270	17	23	34	25'7	24	0'8	73
337	270	17	23	34	25'7	24'2	0'8	69
367	270	17	23	34	25'5	24'2	0'8	70
400	270	17	23	34	25'5	24'5	0'9	68
173	330	17	22	33	24'5	22'5	0'5	80
274	330	17	22	33	25	23'2	0'7	78
299	330	17	22	33	25	23'8	0'7	74
335	330	17	22	33	25	23'8	0'8	74
367	330	17	22	33	25	23'9	0'8	72
400	330	17	22	33	25	24	0'9	70
178	370	17	22	33	24	22'3	0'5	80
277	370	17	22	33	25	23	0'7	74
304	370	17	22	33	25	23'5	0'7	71
337	370	17	22	33	25	24	0'8	66
367	370	17	22	33	25	24	0'8	64
400	370	17	22	33	25	24'1	0'8	66

3'18'1'3

3'18'2'3

3'18'3'3

ENFRIAMIENTO

→ TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	71	43	12	40'5	34	3'7	101
212	270	71	41	12	39'8	34	4'2	100
245	270	71	40	12	38'7	33'5	4'8	100
274	270	71	41	12	37	31'5	6'5	92
299	270	71	39	12	36'5	31'5	9'6	97
319	270	70	37	12	36	31'2	11'8	98
173	330	72	48	10	44	37'5	4'5	89
220	330	72	45	10	42'5	37	5'3	92
245	330	72	43	10	42	37	5'6	97
277	330	72	43	10	40'5	35'5	8'4	94
299	330	71	42	10	39'5	34'5	10'8	92
319	330	71	41	10	39	34	13'2	92
173	370	72	46	10	42	36	4'0	103
220	370	72	44	10	41	35'5	4'7	102
252	370	72	41	10	40'5	35'5	5'3	107
277	370	71	42	10	39	34	7'8	99
299	370	71	41	10	38	33	9'8	100
317	370	71	39	10	37'5	32'5	12'0	104

CALENTAMIENTO

→ TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
178	270	12	34	72	38'5	32	3'0	115
223	270	12	34	72	38'5	32	4'3	101
248	270	12	33	72	38'5	33	6'6	93
277	270	12	32	71	36	31	8'1	85
299	270	12	32	71	35	30'6	10'5	
311	270	12	32	71	34'8	30'3	12'5	
173	330	10	30	71	37	30	2'7	112
216	330	10	32	71	33'5	30	3'0	114
248	330	10	30	71	37	31'5	6'2	100
274	330	10	29	71	34'5	29'7	7'4	105
299	330	10	28	71	33'2	29	10'0	106
311	330	10	29	71	33'5	29	12'0	111
173	370	9	27	71	36	29	2'4	103
212	370	9	30	71	35	29	3'0	103
245	370	9	28	71	36'5	31	5'7	96
277	370	9	27	71	33'5	29	7'8	104
299	370	9	28	71	33	28'5	10'0	108
311	370	9	28	71	32'5	28	12'6	109

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts columna	Ts gros condensador	Condensado	E
178	270	52	34	10	32	26'5	2'0	103
216	270	52	34	10	31'5	26'5	2'4	100
245	270	52	32	10	31	26'5	2'6	102
277	270	52	33	10	29'3	25	4'7	91
299	270	52	32	10	29	25	6'4	94
319	270	52	31	10	29	25	8'5	98
173	330	53	38	10	34	28	2'2	100
220	330	53	36	10	33'5	28	2'8	99
245	330	53	35	10	33'2	28	3'2	102
274	330	53	35	10	32	28	5'4	96
299	330	53	35	10	31'3	27	7'0	93
317	330	53	33	10	31	27	9'6	98
173	370	52	39	10	35	29	2'3	92
220	370	52	37	10	34	29	2'8	94
245	370	52	36	10	34'2	29	3'5	99
274	370	52	35	10	33	28'5	5'4	96
299	370	52	35	10	32	27'5	7'9	92
317	370	52	34	10	32	27'5	10'3	95

3'20'1'0

3'20'2'0

3'20'3'0

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te g.c	Ts columna	Ts gros condensador	Condensado	E
173	270	9	24	52	29	23'5	1'5	114
223	270	9	25	52	28'7	24	2'0	109
248	270	9	24	52	30	25'5	4'0	107
277	270	9	23	52	28	24	5'7	100
299	270	9	24	51	27'5	24	7'6	107
311	270	9	24	51	27	24	9'4	109
178	330	9	21	52	28'5	23	1'4	109
220	330	9	23	52	27'9	23	2'0	107
248	330	9	23	52	28	23'5	3'5	103
277	330	9	22	52	27	23'5	5'4	100
299	330	9	22	52	27	23'5	7'4	108
311	330	9	23	52	27	23'5	9'6	107
173	370	9	20	52	27	22	1'2	103
220	370	9	22	52	27	22'5	1'8	104
245	370	9	22	52	27	22'5	2'5	108
274	370	9	21	52	27	22'5	5'5	101
299	370	9	21	52	26	22'5	8'0	104
311	370	9	22	52	25'5	22'5	9'6	111

3'20'1'0

3'20'2'0

3'20'3'0

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	31	24	10	22	18'5	0'8	107
212	270	31	23	10	22	18'5	1'1	100
245	270	31	23	10	22	18'7	1'5	103
274	270	31	23	10	21	18'5	3'5	94
299	270	31	23	10	21	18'3	5'8	97
319	270	31	22	10	21	18	7'9	100
178	330	32	25	10	23	19'5	0'8	105
212	330	32	25	10	23	19'5	1'2	100
245	330	32	24	10	23	19'8	1'7	104
274	330	32	24	10	22'5	19'5	3'3	97
299	330	32	24	10	22	19	5'8	99
319	330	32	23	10	22	19	8'0	102
173	370	32	27	9	24	19'8	0'9	93
220	370	32	26	9	23'5	20	1'3	94
248	370	32	25	9	23'5	20	1'8	100
277	370	32	25	9	23'5	20	3'7	98
299	370	32	25	9	22'5	19'5	6'1	95
319	370	32	24	9	22'5	19'5	8'5	97

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	11	17	32	20'5	17'3	0'7	102
216	270	11	18	32	20'5	17'5	1'0	104
245	270	11	18	32	21	18	2'0	100
274	270	11	17	32	20'8	18	4'3	100
299	270	11	18	32	20'5	18	6'3	99
319	270	11	18	32	20'5	18	8'4	101
173	330	9	14	32	19'4	16'5	0'5	102
212	330	9	15	32	19'4	16'5	0'8	100
245	330	9	16	32	19	16'7	1'4	101
274	330	9	16	32	19'5	17	3'8	100
299	330	9	16	32	19'4	17	5'8	99
317	330	9	16	32	19'5	17'3	7'9	100
178	370	9	14	32	18'6	16	0'5	97
220	370	9	14	32	18'6	16'2	0'8	93
245	370	9	15	32	18'4	16'2	1'3	103
277	370	9	15	32	19	16'8	4'0	95
299	370	9	15	32	18'7	16'8	6'1	91
317	370	9	15	32	18'6	17	7'9	95

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	T _e a.c.	T _s a.c.	T _e a.f.	T _s gases columna	T _s gases condensador	Condensado	E
173	270	71	42	10	40	34'5	3'4	105
212	270	71	41	10	39'7	34'5	4'0	102
245	270	71	39	10	39	34	4'6	103
283	270	71	40	10	36'7	32	7'7	98
299	270	71	38	10	36	31	10'0	97
324	270	71	34	10	34	29'8	13'8	112
173	330	72	45	10	43	36'5	4'2	100
216	330	72	44	10	42	36'3	4'7	99
252	330	72	42	10	41	36	5'4	100
274	330	71	42	10	40	35	7'7	98
302	330	71	41	10	38'5	33'5	11'2	97
319	330	71	38	10	37	32	14'4	105
173	370	71	47	10	44	37'5	4'6	99
220	370	71	45	10	43	37'5	5'0	98
248	370	71	43	10	42'5	37	5'5	101
277	370	71	43	10	41'5	36'5	8'1	96
299	370	71	43	10	40	35	13'8	96
319	370	71	41	10	39'3	34'8	18'4	96

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	T _e a.f.	T _s a.f.	T _e a.c.	T _s gases columna	T _s gases condensador	Condensado	E
173	270	10	30	71	37	30	2'5	91
216	270	10	33	71	36'6	31	2'8	95
245	270	10	31	71	38	32'5	6'0	90
277	270	10	31	71	35	30'5	7'9	96
299	270	10	32	71	34'8	30'2	12'0	114
317	270	10	33	71	34	30	14'7	110
178	330	10	30	71	36'3	30	2'5	100
212	330	10	31	71	36	30	3'0	100
252	330	10	29	71	36'5	31'5	6'1	86
274	330	10	28	71	34	29'5	7'5	95
299	330	10	31	71	34	29'5	12'5	111
317	330	10	32	71	33'5	29	15'0	116
182	370	10	28	71	35	29	2'3	95
212	370	10	29	71	35	29	2'8	97
252	370	10	29	71	34'5	29'5	4'7	92
277	370	10	28	71	33'5	29	8'0	96
299	370	10	30	71	33	29	10'8	113
317	370	10	30	71	32'7	28'5	14'4	116

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	T _e a.c.	T _s a.c.	T _e a.f.	T _s gas columna	T _s gas condensador	Contenido	E
173	270	51	34	10	31'7	26'7	1'8	105
220	270	51	34	10	31'2	26'7	2'2	98
245	270	51	32	10	31	26'7	3'0	104
280	270	51	33	10	29'5	25'5	3'6	91
299	270	51	32	10	29	25'5	7'2	93
173	330	52	37	10	34	28'5	2'3	101
212	330	52	32	10	33'5	28'5	2'5	98
245	330	52	34	10	33	28'5	3'0	99
274	330	52	34	10	32	28	4'7	99
299	330	52	34	10	31	27	8'2	94
319	330	52	32	10	29'5	22'5	11'6	102
173	370	52	38	10	35	29'5	3'4	102
212	370	52	37	10	34'5	29'5	2'6	94
245	370	52	36	10	34	29'5	3'1	96
274	370	52	35	10	33	29	4'6	98
299	370	52	35	10	32	28	8'8	92
319	370	52	33	10	30'7	27	13'8	103

0.1.2.3

0.2.3.4

0.3.4.5

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	T _e a.f.	T _s a.f.	T _e a.c.	T _s gas columna	T _s gas condensador	Contenido	E
173	270	11	24	51	29	24	1'3	101
220	270	11	25	51	29	24'7	2'0	102
248	270	11	25	51	29'5	25'4	3'5	98
274	270	11	24	51	28'5	25	5'7	94
302	270	11	25	51	28	25	8'8	100
324	270	11	27	51	28'5	25'2	14'2	110
173	330	11	22	51	28	23	1'2	100
216	330	11	24	51	28	24	1'7	99
248	330	11	24	51	28'2	24'2	2'6	96
274	330	11	23	51	27'6	24	5'4	91
299	330	11	24	51	27'5	24'2	9'0	106
324	330	11	25	51	27'5	24'5	11'6	114
173	370	11	22	51	27'9	23	1'2	100
216	370	11	23	51	27'9	23'5	1'6	96
248	370	11	23	51	27	23'3	2'3	98
277	370	11	22	51	27	23'5	5'7	87
302	370	11	23	51	26'5	23'5	8'8	96
324	370	11	24	51	26'8	23'7	10'8	109

0.1.2.3

0.2.3.4

0.3.4.5

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c.	Ts a.c.	Te a.f.	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	32	24	10	22'6	19'5	0'7	111
220	270	32	24	10	22'5	19'5	1'0	103
248	270	32	24	10	22'5	20	1'6	100
274	270	32	24	10	21'6	19'5	3'6	95
299	270	32	24	10	21'6	19'5	6'0	97
173	330	32	26	11	24	20'5	0'8	102
216	330	32	26	11	23'9	20'5	1'0	98
248	330	32	25	11	23'8	20'5	1'6	100
274	330	32	25	11	23'5	20'5	2'8	97
299	330	32	25	11	23	20	6'0	94
173	370	32	27	10	24'6	21	0'9	99
216	370	32	26	10	24'2	21	1'1	95
248	370	32	25	10	24	21	1'7	96
277	370	32	25	10	24	21	2'6	99
299	370	32	25	10	23'5	20'5	6'5	90

3.24.1.0

3.24.2.0

3.24.3.0

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f.	Ts a.f.	Te a.c.	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	11	17	31	20	17'5	0'4	87
216	270	11	18	31	20'5	18	0'8	87
245	270	11	18	31	20'5	18	1'5	90
280	270	11	18	31	21	18'9	4'4	85
304	270	11	19	31	21'3	19'3	7'3	100
324	270	11	20	31	21'5	19'5	10'8	111
173	330	11	16	32	20	17'5	0'5	90
220	330	11	17	32	20'1	18	0'8	87
252	330	11	17	32	20	18	1'4	90
274	330	11	17	32	20'5	18'5	4'2	79
299	330	11	17	32	20'4	18'5	6'4	90
324	330	11	19	32	21	19	10'2	100
178	370	10	13	32	19'5	17	0'5	87
220	370	10	16	32	19'7	17'5	0'7	84
248	370	10	17	32	19'6	17'5	1'3	87
280	370	10	16	32	20	18	4'4	77
299	370	10	17	32	19'8	18	6'3	85
324	370	10	18	32	20'3	18'5	9'9	100

3.24.1.0

3.24.2.0

3.24.3.0

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	T _e a.c.	T _e a.f.	T _s gas columna	T _s gas condensador	Condensado	E
173	270	71	43	40	33'5	3'4	101
216	270	71	43	39'6	33'5	3'8	94
245	270	71	42	38'6	33	5'4	95
274	270	71	41	37'5	32'5	7'9	93
299	270	71	39	36'6	32	10'6	96
317	270	71	38	36	31'5	12'0	97
173	330	71	46	42'6	36	4'0	97
212	330	71	46	41'6	35'5	4'3	91
248	330	71	44	40'5	34'5	4'8	91
277	330	71	43	39	34	8'8	94
299	330	71	42	38'5	33'5	11'6	94
315	330	71	41	38	33	13'8	94
173	370	72	47	44'5	37'5	4'4	97
216	370	72	47	42'8	36'5	4'7	91
245	370	71	46	42	36	5'0	90
274	370	71	44	41'5	36	9'6	94
299	370	71	43	40'5	35'5	11'2	93
315	370	71	42	39'5	34'7	14'8	93

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	T _e a.f.	T _e a.c.	T _s gas columna	T _s gas condensador	Condensado	E
173	270	11	31	37	30	2'0	90
216	270	11	33	37	31	2'5	95
245	270	11	32	36	32	6'0	91
277	270	11	32	35	31	8'0	97
299	270	11	32	35	30	12	112
317	270	11	33	34	30	14	110
178	330	11	30	36	30	2'0	100
212	330	11	32	36	30	3'0	100
252	330	11	30	36	31	6'0	89
274	330	11	29	34	29'5	7'5	95
299	330	11	31	34	29'5	13	110
317	330	11	32	33	29	14'5	117
182	370	11	28	35	29	2'0	96
212	370	11	29	35	29	2'8	98
252	370	11	29	34	29'5	5	94
277	370	11	28	33'5	29	8'0	97
299	370	11	30	33	29	11	112
317	370	11	31	33	28'5	14	117

ENFRIAMIENTO

→ TABLA

G	L	T _e a.c	T _s a.c	T _e a.f	T _s gas columna	T _s gas condensador	Condensado	E
173	270	51	35	11	32'4	27	1'8	101
220	270	51	35	11	31'6	26'8	2'1	92
248	270	51	34	11	31	26'3	2'8	91
274	270	51	33	11	30'2	26	6'1	93
299	270	51	32	11	30	26	8'4	91
319	270	51	32	11	29'5	25'5	10'5	91
173	330	52	37	10	34'5	28'3	2'1	97
216	330	52	36	10	33	28	2'3	92
248	330	52	36	10	32'5	27'5	2'7	91
274	330	52	34	10	32	27'5	6'1	95
299	330	52	34	10	31'5	27	9'4	94
319	330	52	33	10	31	27	12'6	97
173	370	52	38	10	35	29	2'3	101
220	370	52	37	10	34	28'7	2'5	91
248	370	52	37	10	33'4	28'5	3'0	90
274	370	52	36	10	33	28'5	4'9	94
302	370	52	35	10	32'5	28'2	9'2	94
319	370	52	34	10	32	28	12'8	93

3'26'1'0

3'26'2'0

3'26'3'0

CALENTAMIENTO

→ TABLA

G	L	T _e a.f	T _s a.f	T _e a.c	T _s gas columna	T _s gas condensador	Condensado	E
173	270	11	24	52	29'5	24	1'5	99
220	270	11	25	52	29	24'5	2'0	100
248	270	11	25	52	29	25'5	3'5	98
274	270	11	25	52	28'5	25	6'0	95
302	270	11	25	52	28	25	9'0	100
324	270	11	27	52	28'5	25'3	14'0	110
173	330	11	23	52	28	23	1'3	99
216	330	11	24	52	28	24	2'0	99
248	330	11	24	52	28	24'3	3'0	96
274	330	11	23	52	27'6	24	6'0	91
299	330	11	24	52	27'5	24'2	9'0	106
324	330	11	26	52	27'5	24'5	12'0	112
173	370	11	22	52	28	23	1'3	100
216	370	11	23	52	28	23'5	2'0	96
248	370	11	24	52	27	23'2	3'0	94
277	370	11	22	52	27	23'5	6'0	90
302	370	11	23	52	26'5	23'5	8'5	96
324	370	11	25	52	26'5	23'7	11'0	112

3'26'1'0

3'26'2'0

3'26'3'0

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
178	270	32	25	13	23'7	20'2	0'8	109
212	270	32	25	13	23'5	20'2	0'9	100
245	270	32	25	13	23	20	1'5	102
280	270	32	25	13	23	20	5'0	100
302	270	32	24	13	23	20	6'5	100
317	270	32	24	13	22'8	20	7'0	100
178	330	32	26	11	24	20'5	0'8	109
220	330	32	26	11	23'8	20'5	0'9	100
248	330	32	26	11	23'5	20'5	1'4	91
274	330	32	25	11	23'5	20'5	4'2	100
302	330	32	25	11	23'5	20'5	7'4	97
317	330	32	25	11	23'5	20'5	8'5	96
173	370	33	27	11	24'7	21	0'8	107
212	370	33	27	11	24'5	21	1'0	97
248	370	33	26	11	24	21	1'4	92
274	370	33	26	11	24	21	2'4	95
302	370	33	26	11	24	21	6'5	94
317	370	33	25	11	24	21	8'5	95

3.27.1.0

3.27.2.0

3.27.3.0

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	11	17	32	20	18	0'5	88
216	270	11	18	32	20'5	18	0'8	88
245	270	11	18	32	20'5	18	1'5	90
280	270	11	18	32	21	19	5'0	86
304	270	11	19	32	21	19'2	7'0	100
324	270	11	20	32	21'5	19'5	11'0	110
173	330	11	16	32	20	18	0'5	90
220	330	11	17	32	20	18	0'8	87
252	330	11	18	32	20	18	1'5	90
274	330	11	17	32	20'5	18'5	4'0	80
299	330	11	18	32	20'5	18'5	6'5	90
324	330	11	19	32	21	19	10'0	100
178	370	11	16	32	19'5	17'5	0'6	86
220	370	11	16	32	19'8	18	0'8	85
248	370	11	17	32	19'6	18	1'5	87
280	370	11	16	32	20	18'5	5'0	80
299	370	11	17	32	20	18'5	6'5	86
324	370	11	18	32	20'2	19	10'0	100

3.27.1.0

3.27.2.0

3.27.3.0

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts gases caliente	Ts gases enfriado	Condensado	E
182	270	71	46	14	41	35'5	3'4	92
220	270	71	46	14	39'5	34'5	3'4	87
245	270	71	46	14	38'8	34	3'4	86
283	270	71	45	14	37'5	33	3'4	86
319	270	71	44	14	36	32	3'2	86
346	270	70	43	14	35	31'5	3'4	86
178	330	71	48	14	43	37	3'8	90
230	330	71	48	14	41	36	3'7	85
277	330	71	47	14	39	34'5	3'8	83
326	330	71	46	14	37	33'5	3'8	85
369	330	71	45	14	36	33	4'1	84
406	330	71	44	14	35	32	4'3	84
178	370	71	50	14	44	38	4'3	87
248	370	71	49	14	41	36	4'3	84
283	370	71	49	14	40'5	36	4'4	83
330	370	71	48	14	38'7	35	4'3	81
367	370	71	47	14	37'5	34	4'3	82
406	370	71	46	14	36	33	4'4	81

3'28'1'0

3'28'2'0

3'28'3'0

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.c	Te a.f	Ts gases enfriado	Ts gases caliente	Condensado	E
178	270	13	28	72	39	33	2'7	69
230	270	13	29	72	38'4	33	3'0	70
274	270	13	29	71	37'5	33	3'2	69
311	270	13	29	71	36'5	32'5	3'3	71
346	270	13	28	71	35'5	32	3'4	71
413	270	13	27	71	34'5	31	4'0	68
187	330	13	26	72	37'5	32	2'5	69
230	330	13	27	72	38	32'5	2'9	67
277	330	13	27	72	37	32'5	3'2	69
317	330	13	27	72	36	32	3'1	68
356	330	13	27	72	35'5	31'5	3'2	66
411	330	13	26	71	34'5	31	3'7	67
182	370	13	25	72	37	31	2'5	68
227	370	13	26	72	37	31'5	2'7	68
280	370	13	26	72	36	32	3'0	65
317	370	13	26	72	35'5	31'5	3'2	67
346	370	13	26	72	35	31	3'2	68
411	370	13	25	72	34'5	31	3'6	62

3'28'1'0

3'28'2'0

3'28'3'0

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c.	Ts a.c.	Te a.f.	Ts a.f.	Ts gas calentador	Ts gas condensador	Condensado	E
178	270	52	37	14		32'5	28	1'6	86
230	270	52	36	14		31'5	27	1'7	86
274	270	52	36	14		30'8	27	1'8	84
302	270	52	36	14		30	26'8	2'0	83
346	270	52	35	14		29	26	2'0	82
406	270	51	35	14		28'2	26	2'4	82
182	330	52	39	14		34	29	2'0	84
243	330	52	39	14		33	29	2'0	81
274	330	52	39	14		32	28	2'1	80
326	330	52	38	14		30'5	27'5	2'0	79
371	330	52	37	14		30	27	2'2	79
406	330	52	36	14		29	26'5	2'4	79
178	370	52	41	14		35	30	2'1	83
230	370	52	40	14		34	29'5	2'1	80
274	370	52	40	14		32'5	29	2'3	78
335	370	52	38	14		31'3	28	2'3	78
369	370	52	38	14		30'5	27'5	2'3	78
406	370	52	38	14		30	27	2'6	77

3.29.1.0

3.29.2.0

3.29.3.0

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f.	Ts a.f.	Te a.c.	Ts gas calentador	Ts gas condensador	Condensado	E
182	270	13	22	52	30	25'5	1'3	73
230	270	13	23	52	30'5	26	1'6	68
280	270	13	23	52	30'4	26'5	1'8	64
310	270	13	23	52	30	26'5	1'8	68
351	270	13	23	52	29'5	26'4	2'0	67
411	270	13	23	52	29'1	26'3	2'5	65
182	330	13	21	53	29	25	1'2	67
230	330	13	21	53	30	26	1'5	65
283	330	13	22	53	30	26'2	1'7	64
315	330	13	22	53	30	26'2	1'8	65
349	330	13	22	52	29'5	26'1	2'0	65
415	330	13	22	52	29	26	2'4	65
182	370	13	19	52	28'3	24	1'1	61
234	370	13	20	52	29'5	25'5	1'4	61
274	370	13	21	52	29'3	26	1'6	61
311	370	13	21	52	29'3	26	1'7	62
346	370	13	21	52	29	26	1'9	63
413	370	13	21	52	28'5	26	2'3	64

3.29.1.0

3.29.2.0

3.29.3.0

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	33	26	14	24	21	0'7	90
230	270	33	26	14	23'5	21	0'8	86
274	270	33	26	14	23	21	0'8	86
302	270	33	26	14	22'5	20'6	0'9	84
353	270	33	26	14	22	20'5	2'0	82
389	270	33	26	14	22	20'5	0'7	79
190	330	32	27	14	24	21	0'7	81
248	330	32	27	14	23'5	21	0'8	79
299	330	32	27	14	23	21	0'9	81
335	330	32	27	14	22'8	21	0'9	80
367	330	32	26	14	22'5	20'7	0'8	77
413	330	32	26	14	22	20'5	1'1	77
173	370	33	28	14	25	21'7	0'8	85
234	370	33	28	14	24'5	21'7	0'9	80
280	370	33	28	14	24	21'7	1'0	75
326	370	33	28	14	23'7	21'5	1'0	73
367	370	33	27	14	23'3	21'3	1'0	74
411	370	33	27	14	23	21	1'3	75

0'1 0'2 0'3

0'2 0'3 0'4

0'3 0'4 0'5

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
187	270	13	17	33	22	20	0'6	63
230	270	13	18	33	23	20'3	0'7	61
274	270	13	18	33	23	20'6	0'8	57
315	270	13	18	33	23	21	1'0	58
346	270	13	18	33	23	21	0'9	57
413	270	13	18	33	23	21	0'4	59
178	330	13	17	33	21'5	19	0'5	62
230	330	13	17	33	22'2	20	0'7	53
280	330	13	17	33	22'5	20'5	0'8	51
315	330	13	17	33	22'6	20'5	0'8	54
346	330	13	18	33	22'5	20'6	0'9	54
413	330	13	18	33	22'5	20'6	0'5	55
187	370	13	16	33	21'5	19	0'5	58
230	370	13	17	33	22	20	0'7	56
283	370	13	17	33	22'5	20'5	0'8	50
317	370	13	17	33	22'5	20'5	0'8	52
346	370	13	17	33	22'5	20'5	0'8	54
413	370	13	17	33	22'5	20'6	1'2	53

0'1 0'2 0'3

0'2 0'3 0'4

0'3 0'4 0'5

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts a.f	Ts gas columna	Ts gas condensador	Condensado	E
187	270	72	45	13		42'3	36	3'8	96
238	270	72	44	13		40	34'5	3'8	93
284	270	72	43	13		38	33	3'8	92
324	270	72	42	13		36'5	32	3'7	90
367	270	72	41	13		35	31	3'9	89
410	270	72	41	13		34	30	4'0	89
173	330	72	47	13		44'5	38	4'4	97
230	330	72	46	13		42'6	36'7	4'3	93
274	330	72	45	13		40	35	4'3	91
317	330	72	44	13		38'7	33'5	4'4	90
346	330	72	44	13		37'5	33	4'2	89
410	330	72	43	13		35	31	4'3	86
173	370	72	49	13		46'5	39'5	4'8	97
245	370	72	48	13		43	37'5	4'7	91
288	370	72	47	13		41	36	4'6	88
324	370	72	46	13		39	35	4'6	88
367	370	72	45	13		38	33'5	4'9	87
410	370	72	45	13		36'5	32'5	4'9	85

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts gas columna	Ts gas condensador	Condensado	E
182	270	12	27	71	34'7	29	2'2	76
230	270	12	28	71	36	31	2'8	75
274	270	12	28	71	35'7	31	3'0	75
326	270	12	28	71	34'5	31	3'2	73
378	270	12	27	70	33'5	30	3'5	74
178	330	12	25	71	33'5	27'5	2'0	77
234	330	12	26	71	33'5	30	2'6	74
280	330	12	27	71	35	30'5	3'0	73
330	330	12	26	71	34'5	30'5	3'2	71
367	330	12	26	71	34	30	3'3	71
410	330	12	25	71	33'3	29'5	3'8	69
182	370	12	24	72	33'5	27'5	1'8	75
230	370	12	25	72	34'5	29'5	2'6	73
280	370	12	26	72	35	30	2'9	72
326	370	12	25	71	34	30	3'2	69
367	370	12	25	71	34	30	3'3	68
410	370	12	24	71	33	29'2	3'4	67

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c.	Ts a.c.	Te a.f.	Ts gas columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	52	37	13	34	28'7	2'0	93
223	270	52	36	13	32'7	28	2'0	91
283	270	52	36	13	30'7	27	2'0	96
328	270	52	35	13	29'5	26	2'0	96
367	270	52	34	13	28'5	25	2'2	84
410	270	52	34	13	27'6	24'8	2'4	83
182	330	52	38	13	35	29'5	2'2	90
234	330	52	38	13	33'2	28'5	2'2	87
280	330	52	37	13	31'5	27'5	2'2	85
319	330	52	36	13	30'5	27	2'3	86
364	330	52	35	13	29'2	26	2'3	82
410	330	51	35	13	28'5	25'2	2'6	80
178	370	52	40	13	36'4	30'5	2'4	91
230	370	52	39	13	34'5	29'8	2'4	89
284	370	52	38	13	32	28'5	2'4	85
328	370	52	38	13	31	27'5	2'4	81
367	370	52	37	13	30	27	2'4	81
410	370	52	37	13	29'5	26	2'8	79

0'1'2'3'4'

0'1'2'3'4'

0'1'2'3'4'

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f.	Ts a.f.	Te a.c.	Ts gas columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	11	20	52	27'5	23	1'1	71
223	270	11	21	52	28	24	1'5	72
274	270	11	22	52	28'4	24'6	1'6	71
326	270	11	22	52	28'3	24'9	1'8	71
367	270	11	22	52	28	24'9	1'9	70
415	270	11	21	52	27'3	24'5	2'8	69
178	330	11	19	53	26'8	22'3	1'0	73
227	330	11	20	53	27'5	23	1'4	72
280	330	11	21	53	28	24	1'6	71
326	330	11	21	53	28	24'5	1'8	68
371	330	11	21	53	27'6	24'5	2'0	66
415	330	11	20	52	27	24'2	2'5	65
178	370	11	19	52	26	21'8	1'0	72
230	370	11	20	52	27'5	23	1'4	70
280	370	11	20	52	27'5	24	1'5	67
328	370	11	20	52	27'5	24	1'6	66
369	370	11	20	52	27'5	24	2'0	65
415	370	11	20	52	27	24	2'2	65

0'1'2'3'4'

0'1'2'3'4'

0'1'2'3'4'

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c.	Ts a.c.	Te a.f.	Ts a.f.	Ts gas columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	32	26	12		23'4	20	0'7	91
223	270	32	25	12		22'4	19'5	0'8	97
283	270	32	25	12		21'5	19	0'9	88
326	270	32	24	12		21	18'9	0'9	87
367	270	32	24	12		20'3	18'5	0'8	79
411	270	32	24	12		19'7	18	1'1	86
173	330	33	27	12		24'5	21	0'8	87
241	330	33	27	12		23'5	20'3	0'9	83
280	330	33	26	12		22'5	20	0'9	83
326	330	33	26	12		22	19'5	0'9	80
367	330	33	26	12		21'2	19'2	1'1	81
413	330	33	25	12		20'5	19	1'3	82
178	370	33	28	12		25	21	0'9	84
238	370	33	27	12		24	20'8	0'9	82
288	370	33	27	12		23	20'3	1'0	81
328	370	33	27	12		22'3	20	0'9	76
367	370	32	26	12		21'8	19'7	1'2	81
413	370	32	26	12		21	19'3	1'3	80

0'1'2'3'4'

0'1'2'3'4'

0'1'2'3'4'

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f.	Ts a.f.	Te a.c.	Ts gas columna	Ts gas condensador	Condensado	E
182	270	11	15	33	19	16'5	0'4	62
223	270	11	16	33	20	17'4	0'6	65
274	270	11	16	33	20'5	18	0'8	62
326	270	11	16	33	20'7	18'5	0'9	63
367	270	11	17	33	20'8	18'9	0'9	61
415	270	11	17	33	20'5	18'9	1'2	61
178	330	11	15	33	19	16'5	0'4	66
230	330	11	15	33	20	17'2	0'5	65
283	330	11	16	33	20'3	18	0'7	64
326	330	11	16	33	20'6	18'5	0'8	63
369	330	11	16	33	20'7	18'7	0'9	60
415	330	11	16	33	20'6	18'7	1'1	57
178	370	11	15	33	18'6	16'5	0'5	67
245	370	11	15	33	20	17'4	0'6	61
288	370	11	16	33	20'2	18	0'7	66
335	370	11	16	33	20'5	18'3	0'8	61
373	370	11	16	33	20'6	18'6	0'9	58
415	370	11	16	33	20'5	18'6	0'9	60

0'1'2'3'4'

0'1'2'3'4'

0'1'2'3'4'

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	T _e a.c	T _s a.c	T _g a.f	T _s gos columna	T _s gos condensador	Condensado	E
173	270	71	47	10	40'5	33'5	3'5	85
223	270	71	46	10	38'6	33	3'6	87
274	270	71	44	10	36	31	3'5	84
324	270	71	43	10	34	29'5	3'5	85
367	270	71	42	10	32	28'5	3'5	83
413	270	71	43	10	31	27'2	3'8	84
173	330	72	50	10	43	35'5	4'0	85
245	330	72	48	10	40	34'5	4'2	85
290	330	72	46	10	38	33	4'0	85
326	330	72	45	10	36'5	31'5	4'0	86
367	330	72	44	10	34'7	30'3	4'2	84
413	330	71	43	10	33'5	29	4'0	82
187	370	72	51	10	44	37	4'5	85
245	370	72	49	10	41'6	36	4'6	86
284	370	72	47	10	39'5	34	4'4	85
326	370	71	46	10	38	33	4'6	86
369	370	71	45	10	36	31'5	4'6	84
413	370	71	45	10	34'5	30'5	4'7	81

3.34.1.0

3.34.2.0

3.34.3.0

3.34.1.0

3.34.2.0

3.34.3.0

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	T _e a.f	T _s a.f	T _g a.c	T _s gos columna	T _s gos condensador	Condensado	E
190	270	10	27	71	36	30	3'5	76
252	270	10	28	71	37	31'6	3'0	76
302	270	10	28	71	36	31'5	3'5	76
349	270	10	28	71	35'8	31'2	3'7	74
405	270	10	27	71	35	30'8	4'0	71
182	330	10	25	71	34	28	2'2	77
245	330	10	26	71	35'6	30'3	2'8	74
283	330	10	27	71	36	31	3'2	74
328	330	10	16	71	35	30'5	3'0	74
367	330	10	26	71	34'3	30	3'3	73
411	330	10	25	71	33'7	29'8	3'7	70
190	370	10	23	72	34'2	28	2'0	74
245	370	10	25	72	35'5	30	2'6	74
283	370	10	26	72	35'2	30'4	3'0	74
326	370	10	26	72	35	30'4	3'2	73
369	370	10	25	72	34	30	3'3	71
411	370	10	24	72	35'5	29'7	3'7	70

ENFRIAMIENTO

↓ TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts a.f	Ts gas columna	Ts gas condensador	Condensado	E
190	270	52	37	10		32	26'5	2'0	88
248	270	52	36	10		30'5	26	2'0	86
293	270	52	35	10		29	25	2'0	82
324	270	52	35	10		28	24	2'0	82
367	270	52	34	10		27	23'5	2'0	82
410	270	52	33	10		26	23	2'3	80
173	330	32	39	10		34	28	2'1	88
230	330	52	39	10		33	27'5	2'2	82
274	330	52	37	10		31	26'5	2'2	82
326	330	52	36	10		29'5	25'5	2'2	81
367	330	52	36	10		28	25	2'3	80
410	330	52	35	10		27'2	24	2'6	81
178	370	52	41	10		35	29	2'4	84
230	370	52	40	10		34	28'5	2'5	83
284	370	52	38	10		32	27	2'5	83
326	370	52	37	10		30'5	26'3	2'4	82
369	370	52	37	10		29	25'5	2'5	80
410	370	52	36	10		28	25	2'6	79

CALENTAMIENTO

↓ TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts gas columna	Ts gas condensador	Condensado	E
173	270	12	21	52	26	21'5	1'2	71
223	270	12	22	52	28'5	24'5	1'5	72
274	270	12	22	52	29	25'2	1'7	71
326	270	12	22	52	28'7	25'3	1'9	71
367	270	12	22	52	28'5	25'4	2'2	70
415	270	12	22	52	27'8	25	2'8	69
178	330	12	20	53	27'3	22'8	1'2	74
227	330	12	21	53	28	23'5	1'4	73
280	330	12	21	53	28'5	24'5	1'7	72
326	330	12	21	53	28'5	25	2'0	69
371	330	12	21	53	28	25	2'2	67
415	330	12	21	53	27'5	24'6	2'5	66
178	370	12	19	52	26'5	22'3	1'2	72
230	370	12	20	52	28	23'5	1'4	71
280	370	12	20	52	28	24'5	1'5	68
328	370	12	20	52	28	24'5	1'7	66
369	370	12	20	52	28	24'5	2'1	65
415	370	12	20	52	27'5	24'5	2'3	65

ENFRIAMIENTO

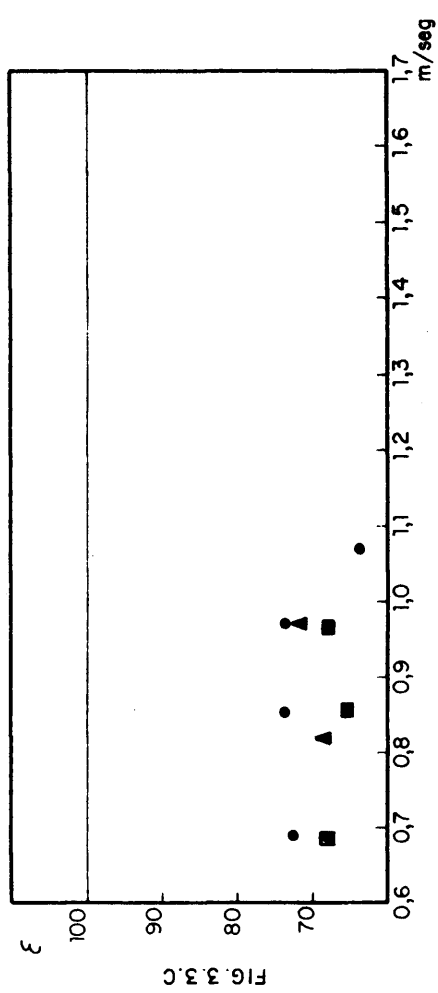
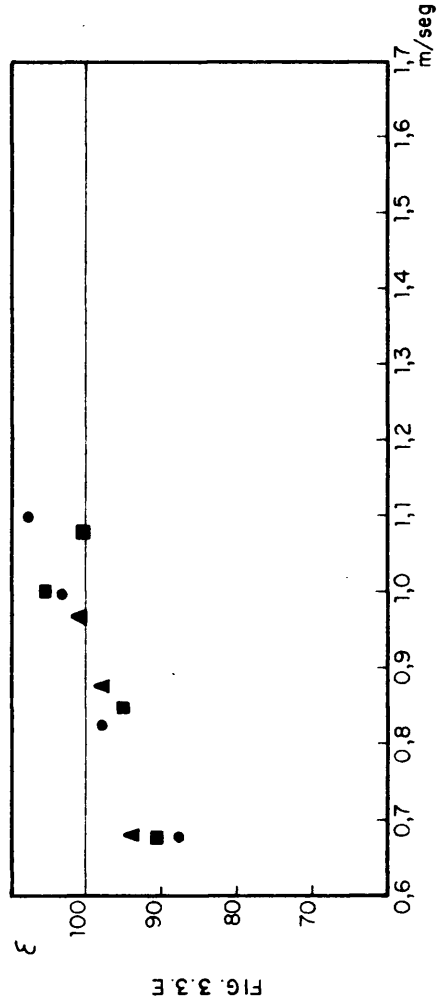
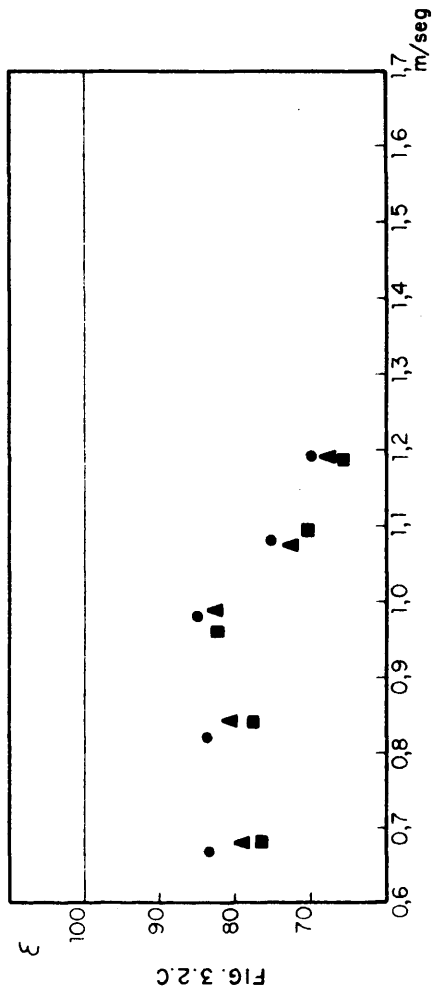
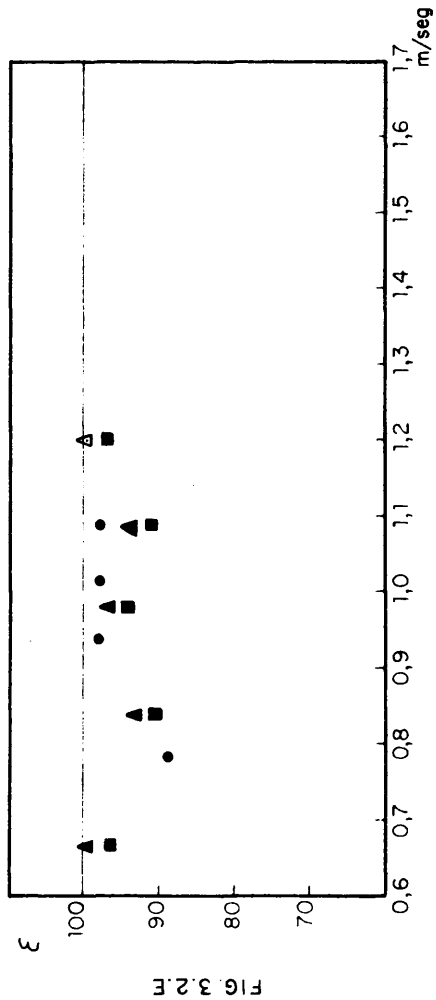
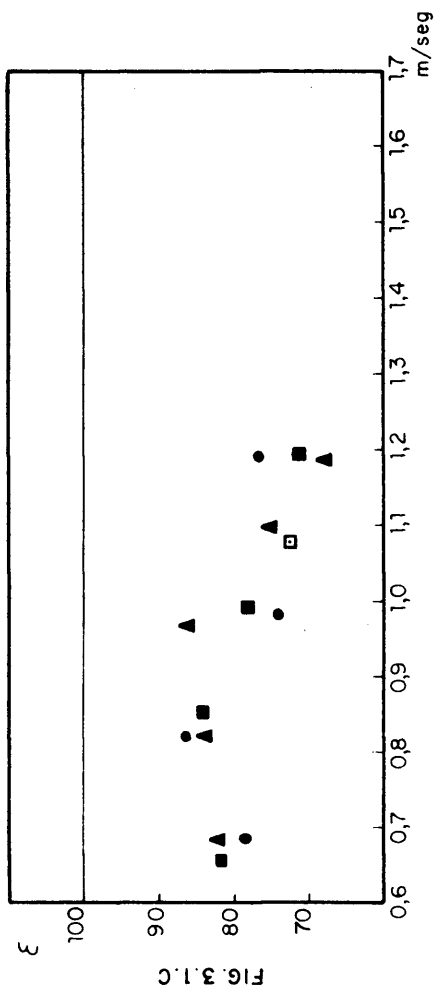
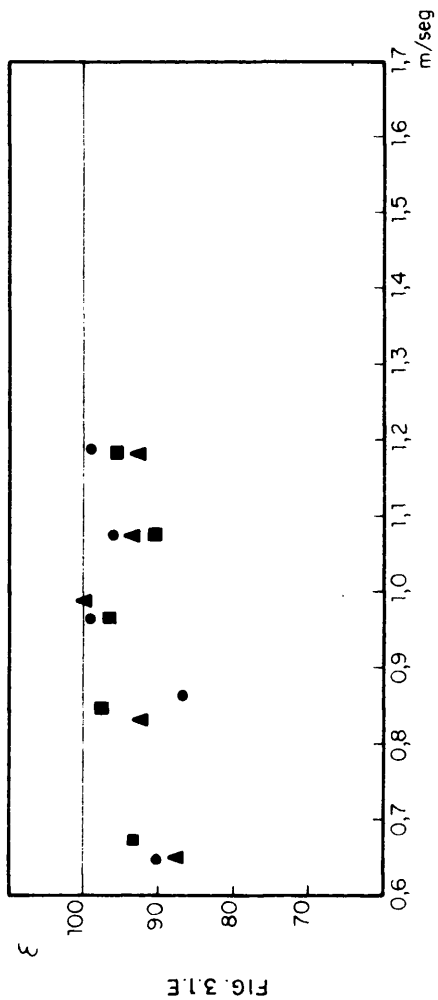
TABLA

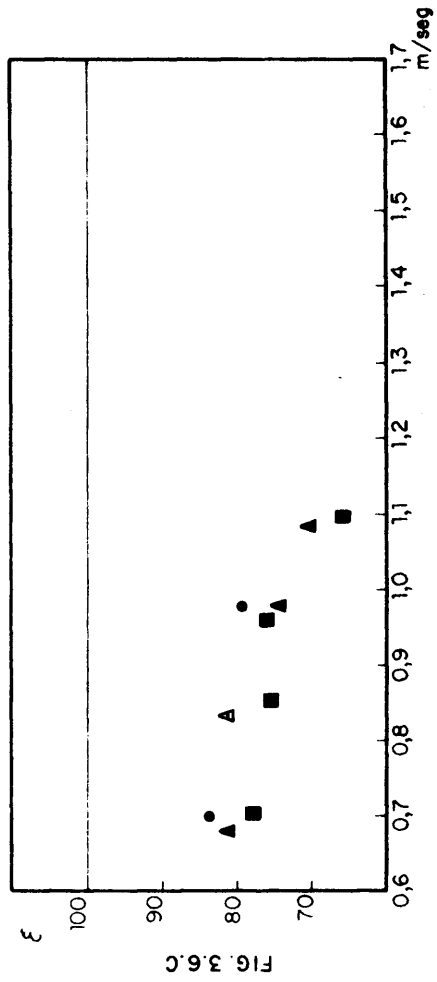
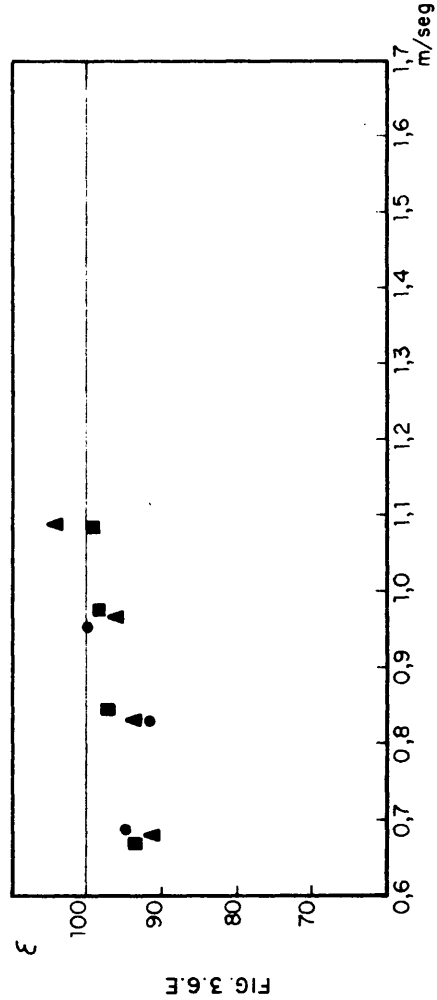
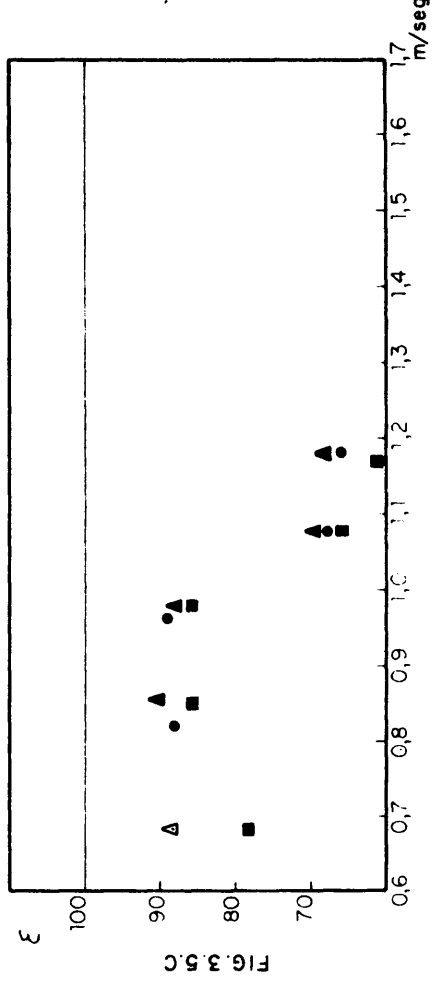
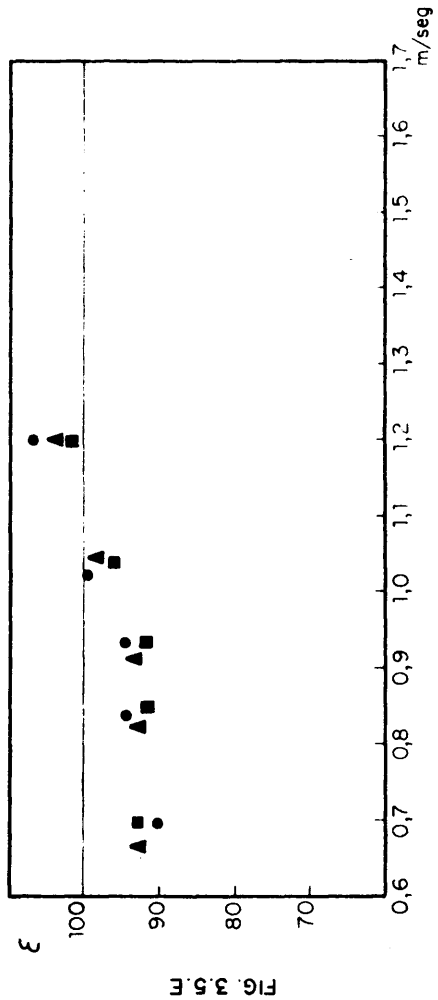
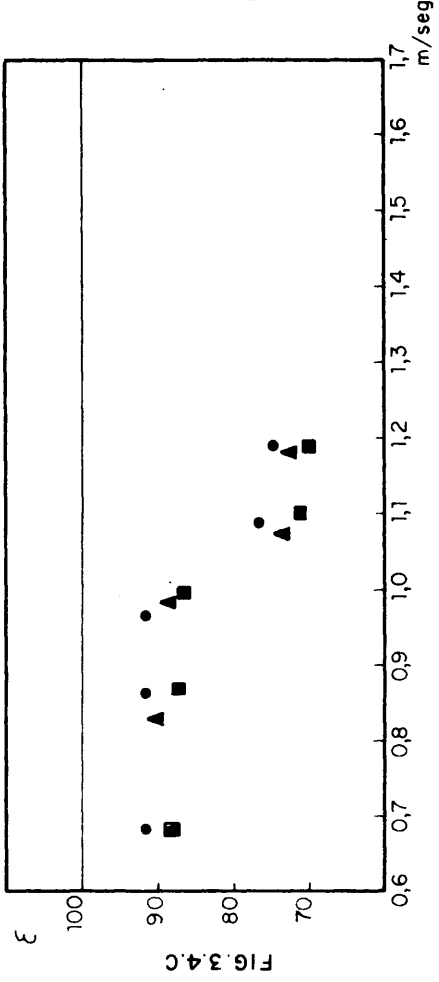
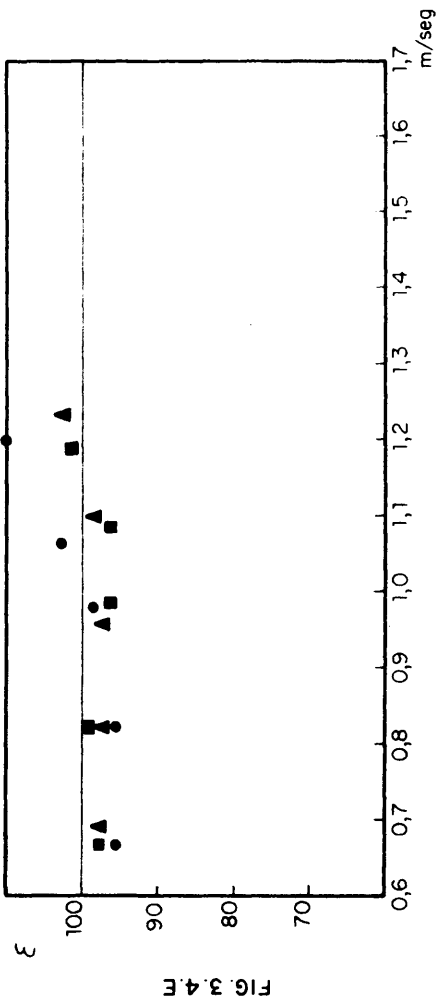
G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts gas columna	Ts gas condensador	Condensador
182	270	32	26	10	23	19	0'8
230	270	32	25	10	22'2	19	0'8
284	270	32	25	10	21'5	18'8	0'9
328	270	32	25	10	21	18'5	1'0
369	270	32	25	10	20'5	18'3	0'9
413	270	32	24	10	20	18	1'2
187	330	32	27	10	23'8	20	0'8
243	330	32	26	10	23	20	0'9
293	330	32	26	10	22	19'4	1'0
324	330	32	26	10	21'6	19	1'1
371	330	32	25	10	21	18'8	1'1
413	330	32	25	10	20'5	18'5	1'3
195	370	32	27	10	24'5	20'5	0'9
254	370	32	27	10	23'4	20'2	1'0
299	370	32	27	10	22'5	20	1'0
328	370	32	26	10	22	19'8	1'0
371	370	32	26	10	21'6	19'4	1'0
413	370	32	26	10	21	19	1'5

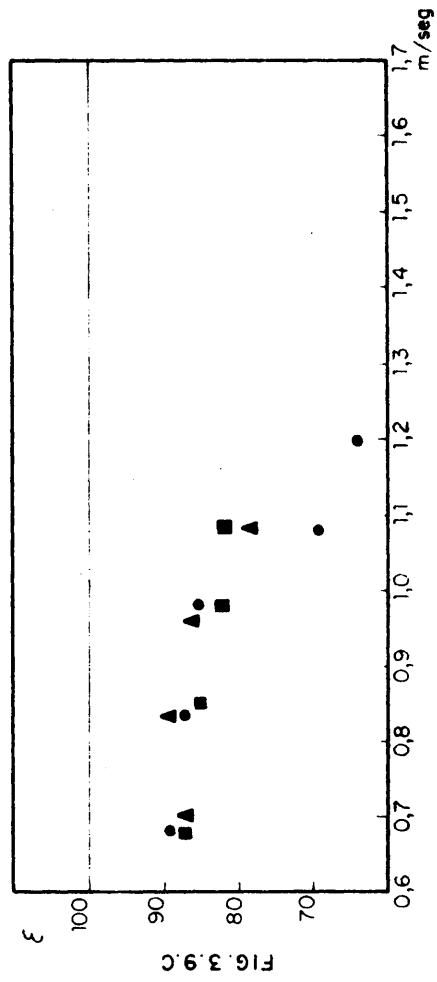
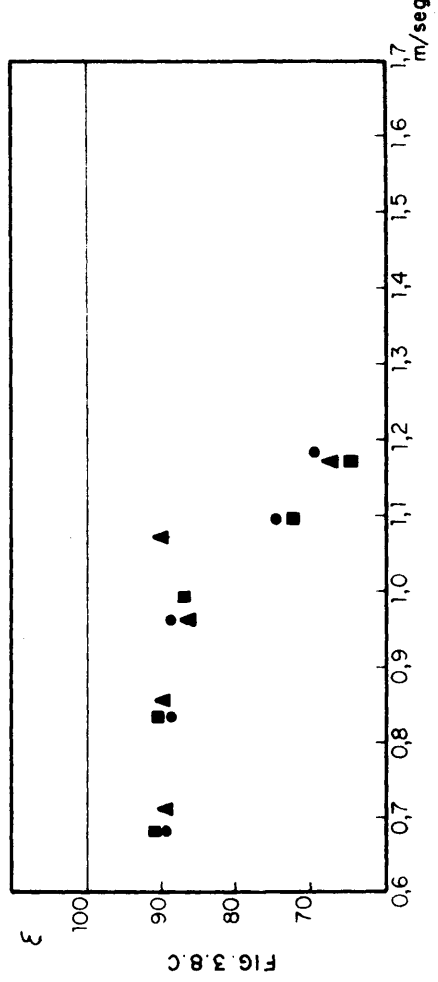
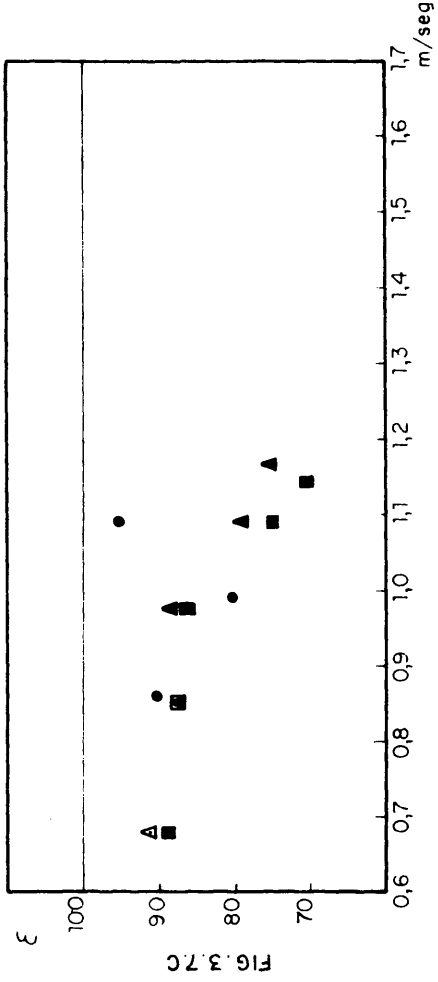
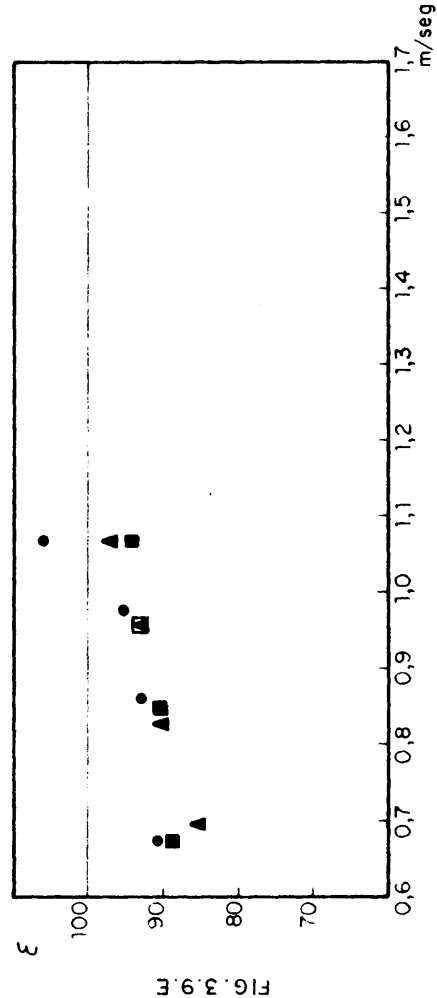
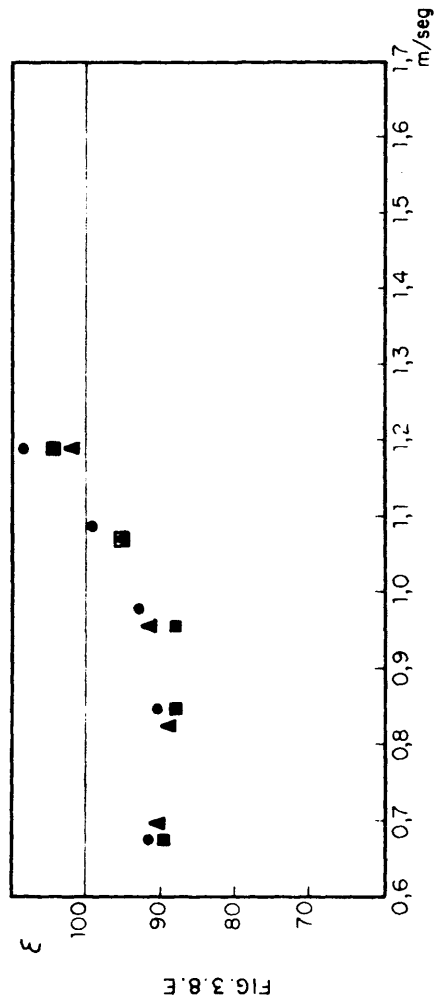
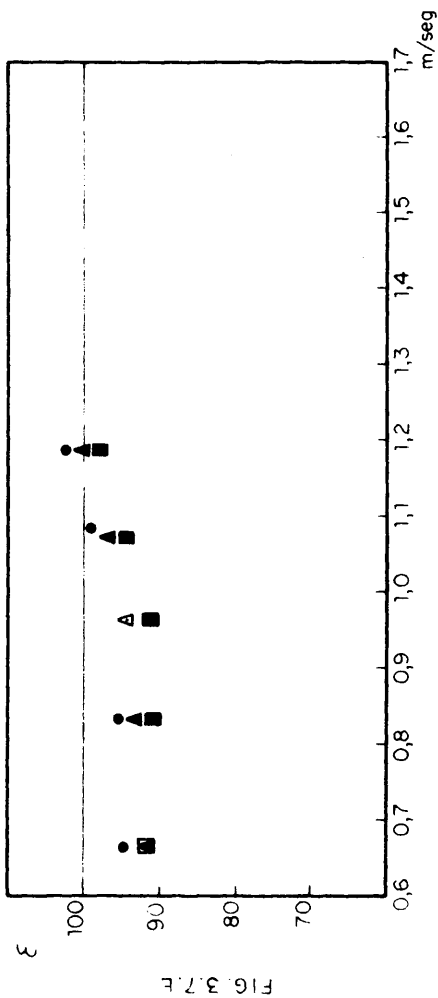
CALENTAMIENTO

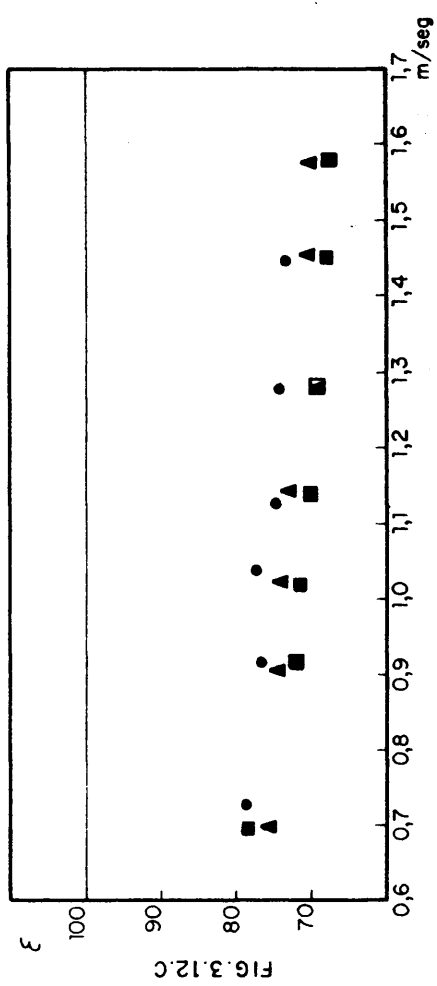
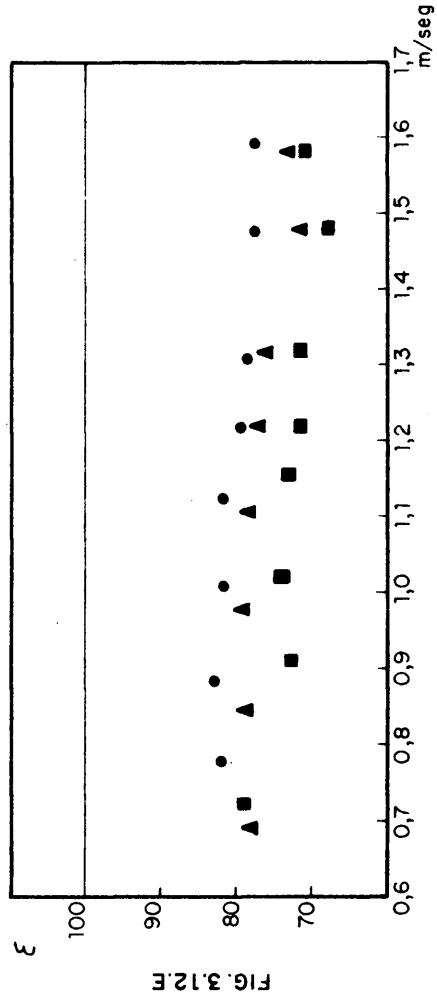
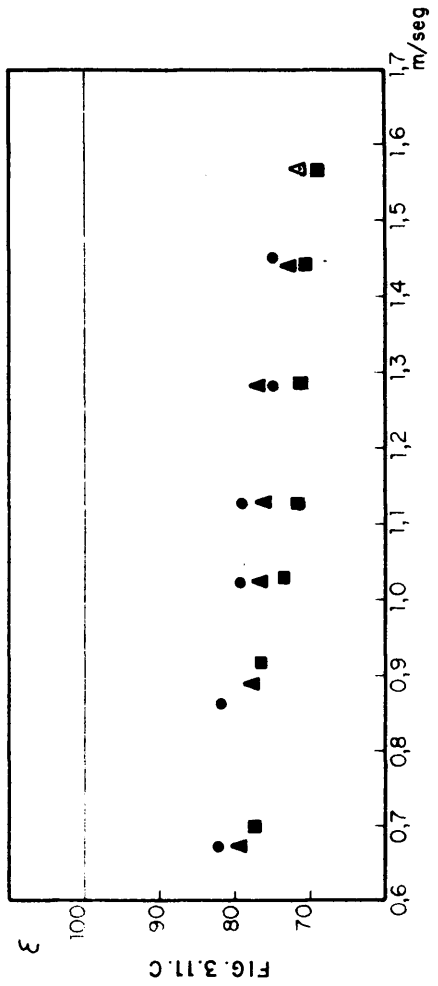
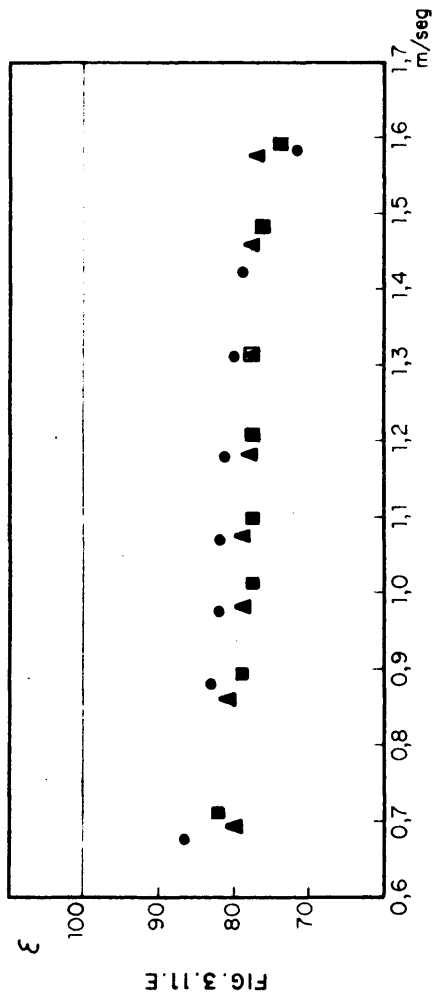
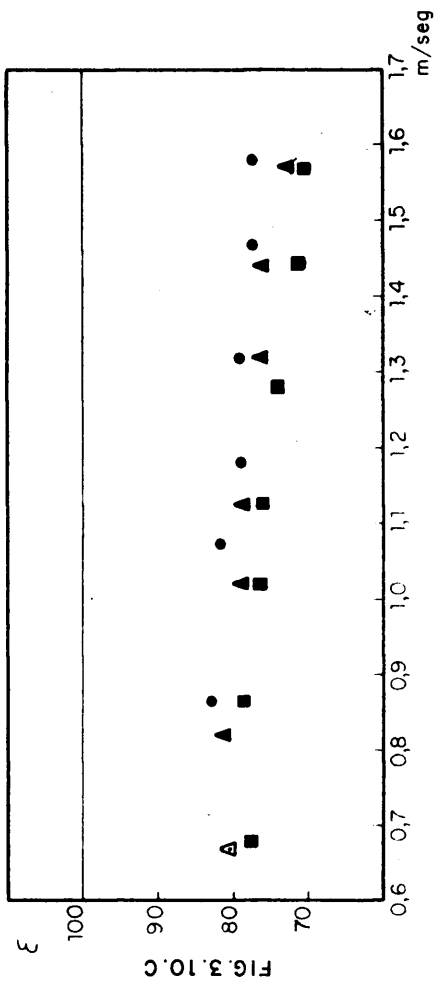
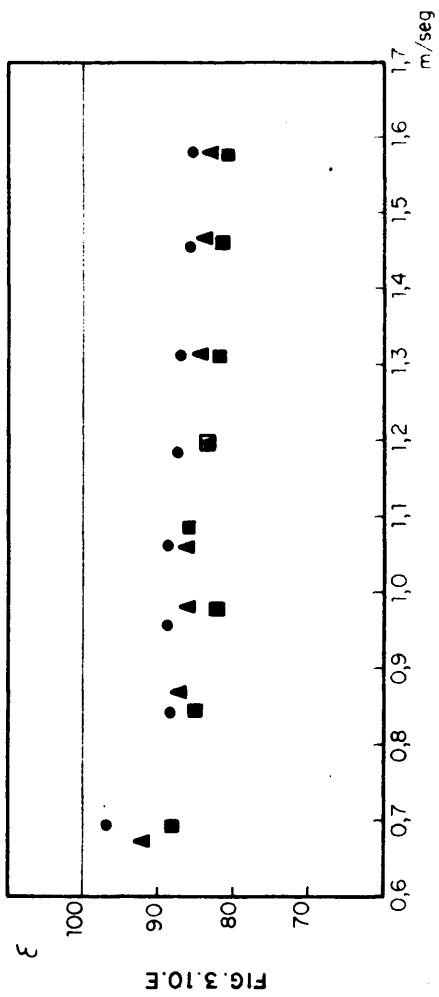
TABLA

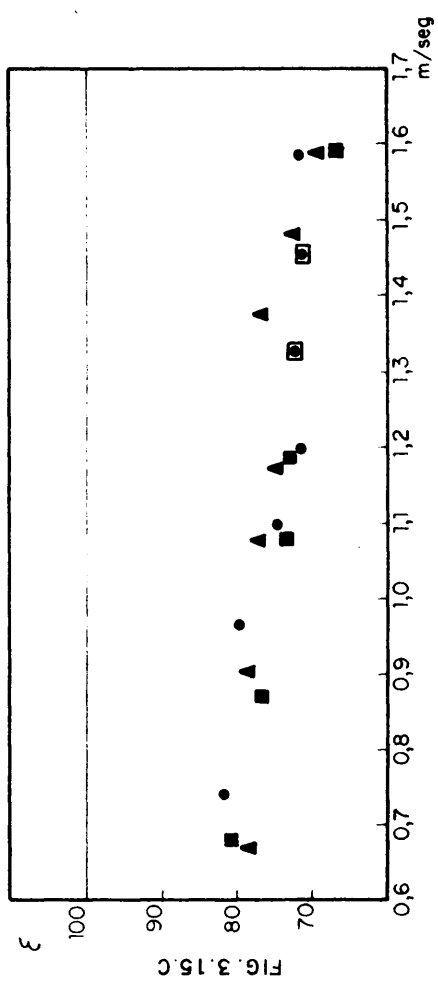
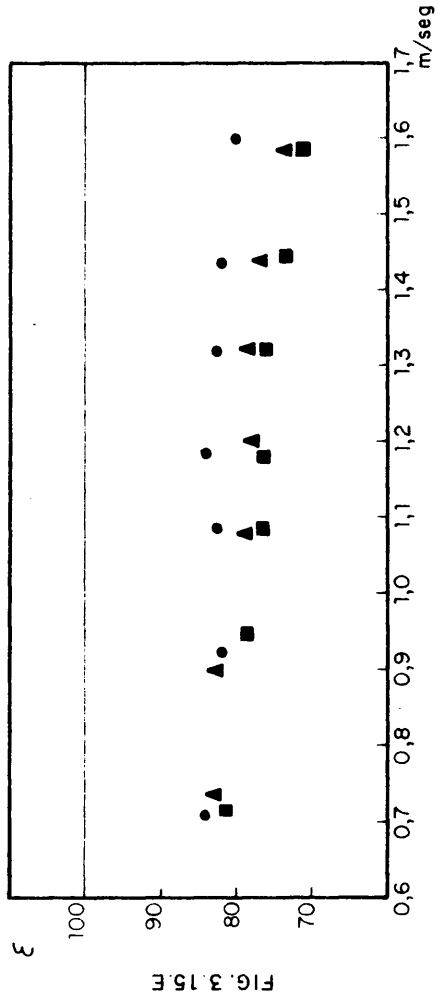
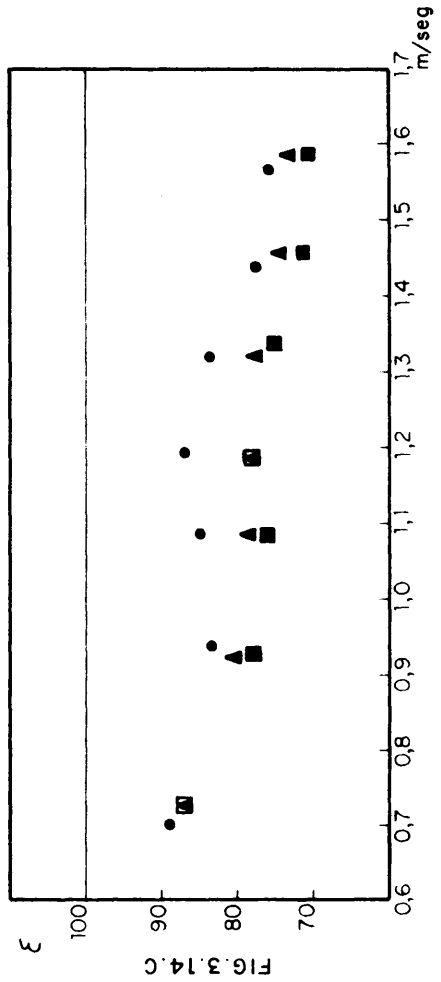
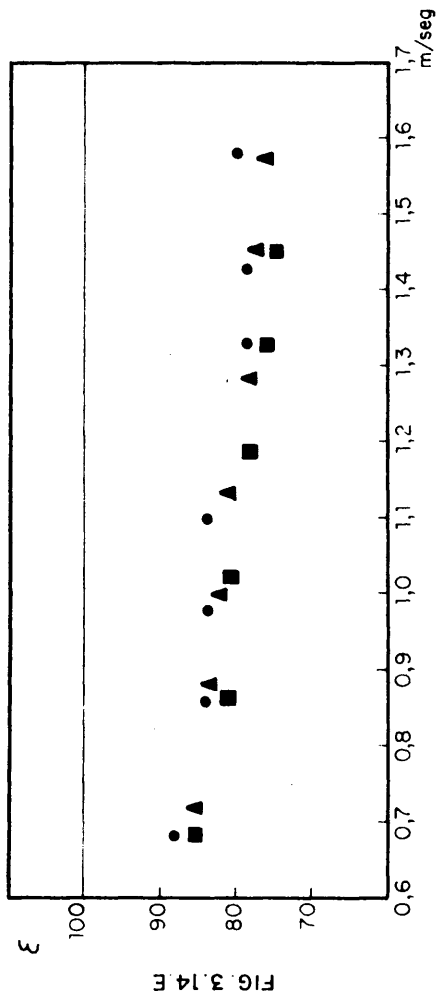
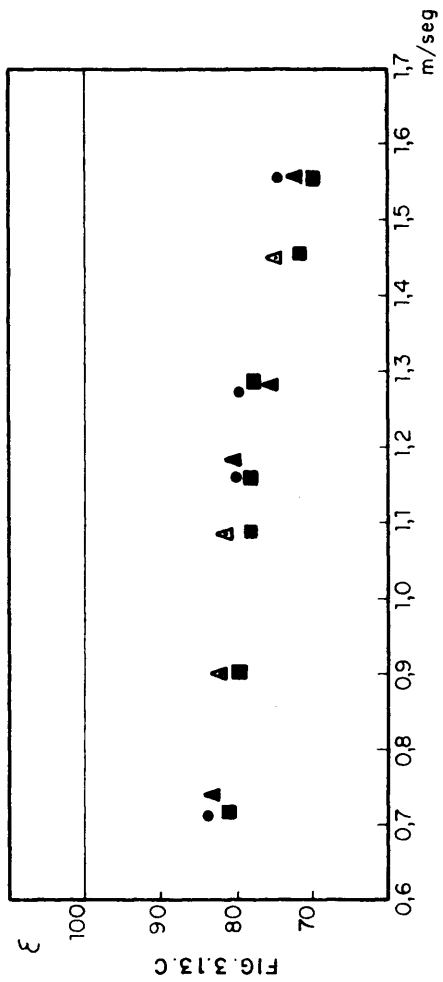
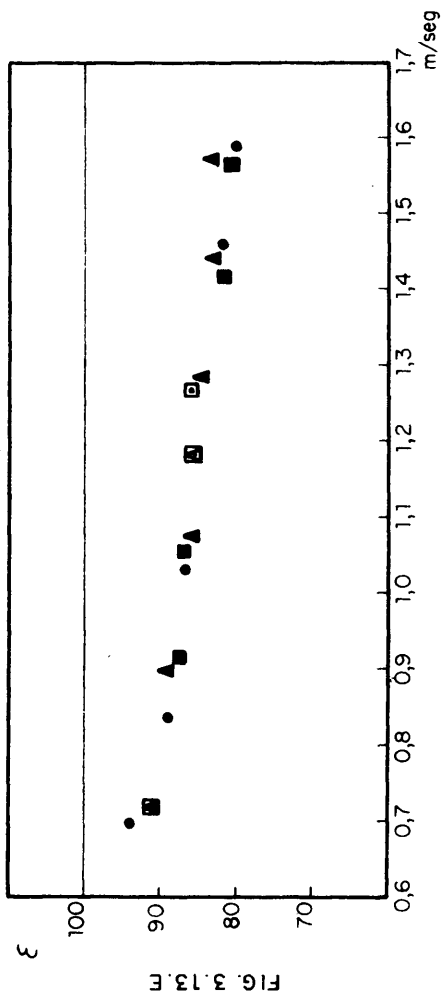
G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts gas columna	Ts gas condensador	Condensador	E
182	270	12	15	32	19'5	17	0'5	63
223	270	12	16	32	20'5	18	0'6	65
274	270	12	16	32	21	18'5	0'8	63
326	270	12	17	32	21'2	19	1'0	63
367	270	12	17	32	21'3	19'3	1'0	61
415	270	12	17	32	21	19'3	1'2	61
178	330	12	15	32	19'5	17	0'5	66
230	330	12	16	32	20'4	17'6	0'6	65
283	330	12	16	32	20'8	18'5	0'7	64
326	330	12	16	32	21	19	0'9	63
369	330	12	17	32	21'3	19'3	1'0	60
415	330	12	17	32	19	17	1'2	58
178	370	12	15	32	19	17	0'6	67
245	370	12	15	32	20'5	18	0'6	62
288	370	12	16	32	20'7	18'5	0'7	65
335	370	12	16	32	21	18'8	0'8	62
373	370	12	16	32	21	19	1'0	58
415	370	12	16	32	21	19	1'0	60

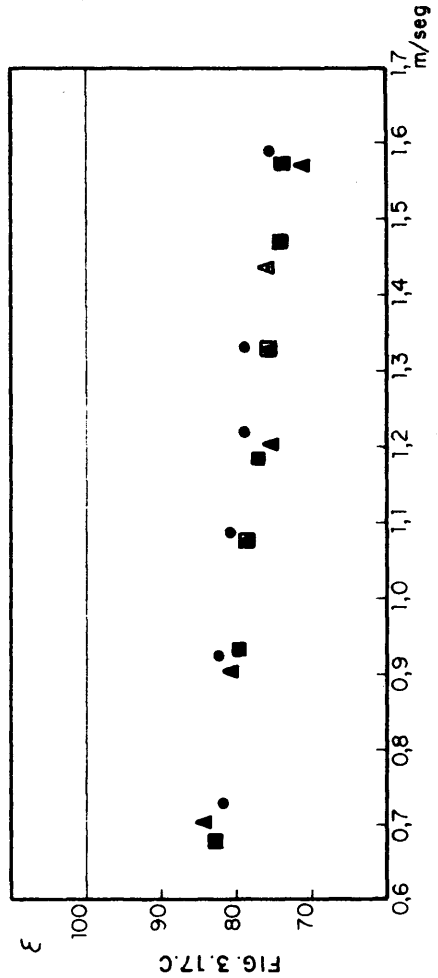
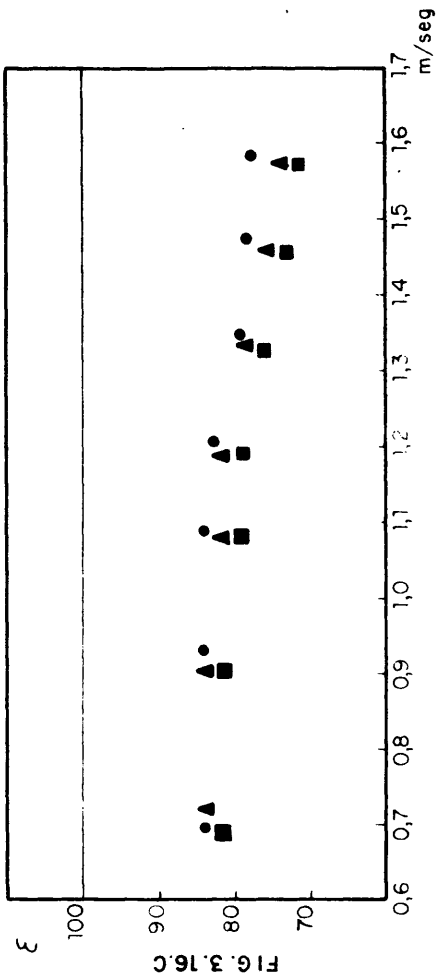
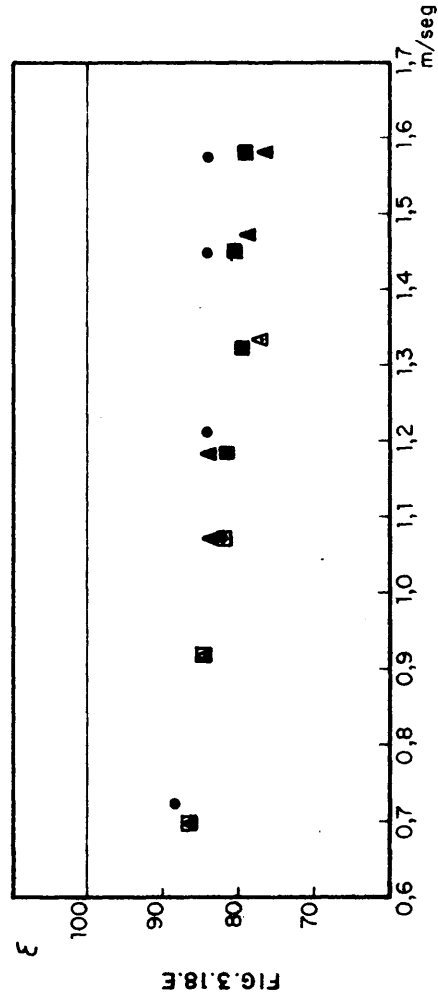
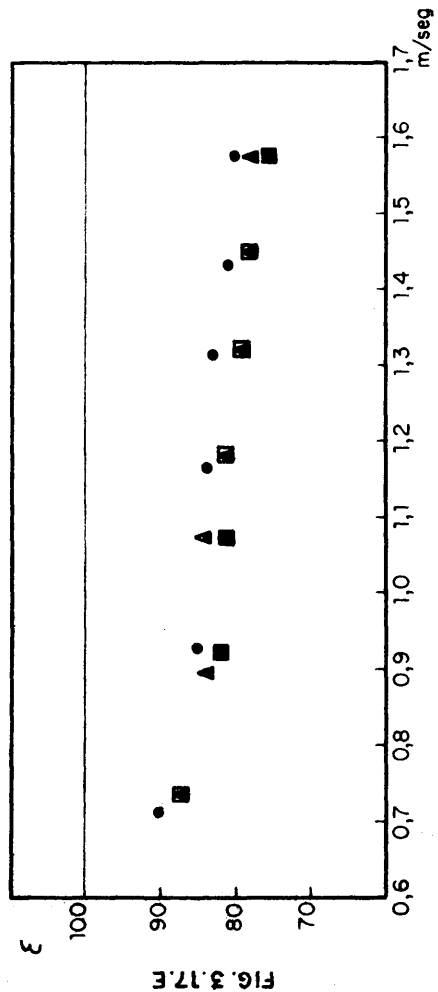
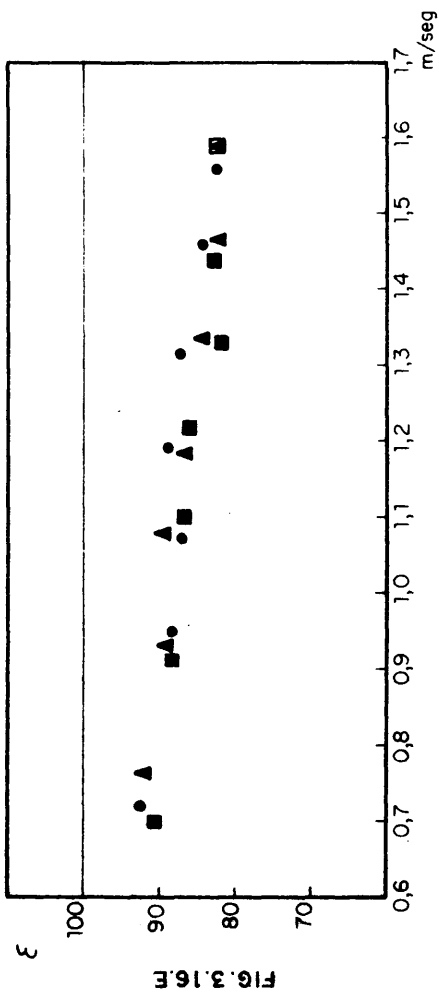


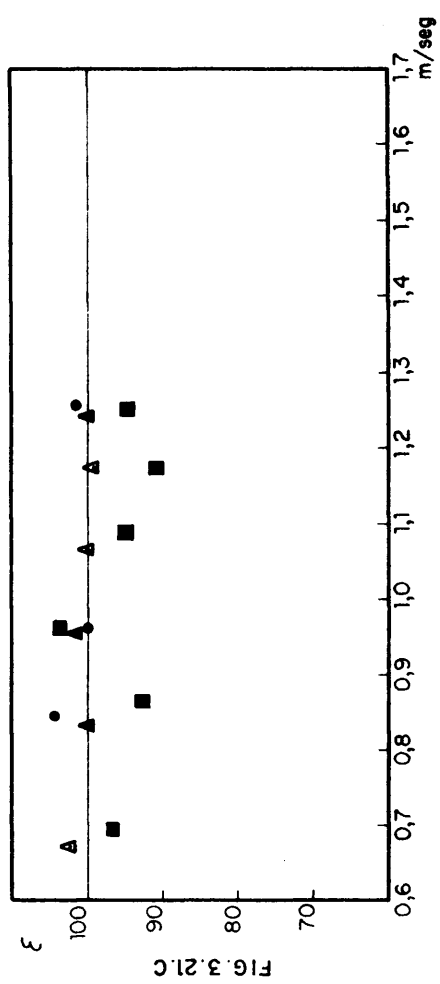
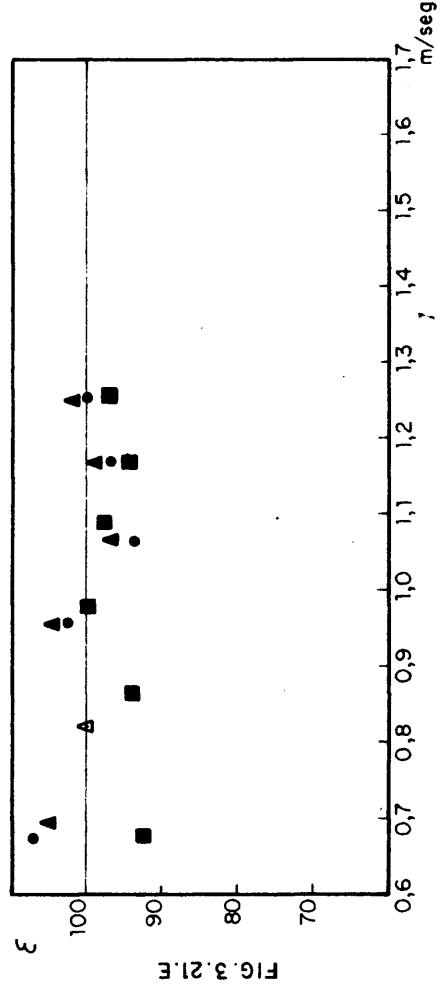
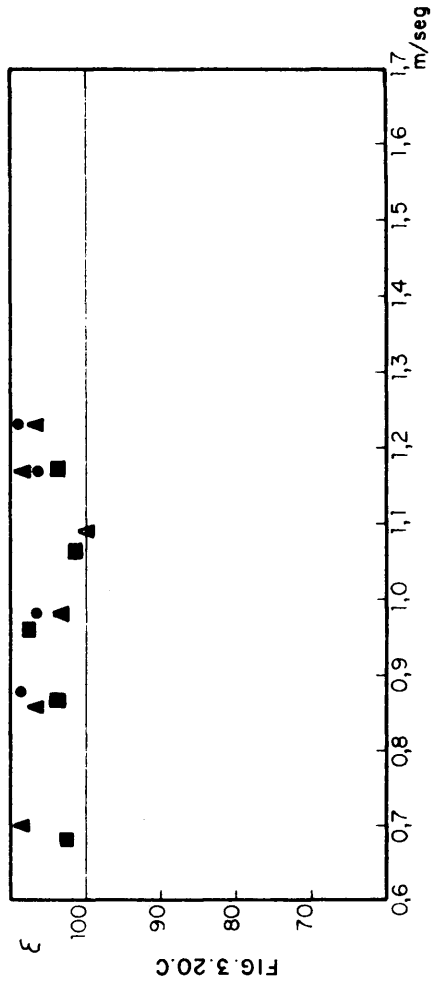
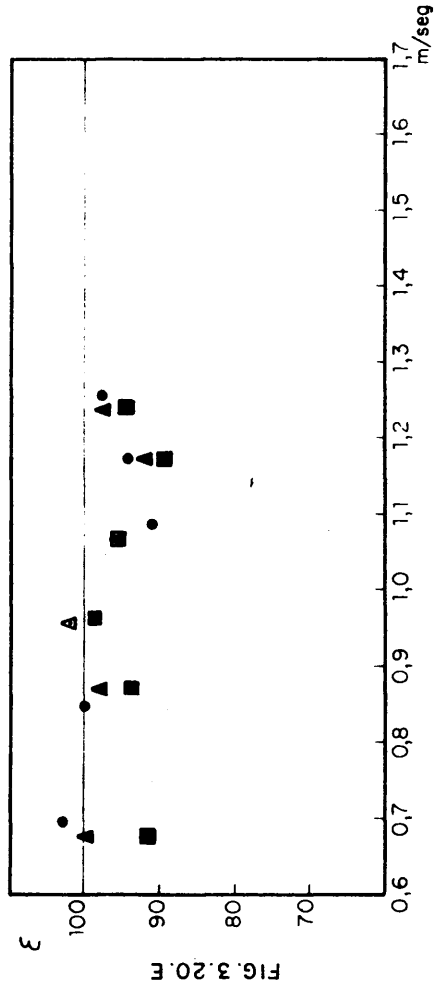
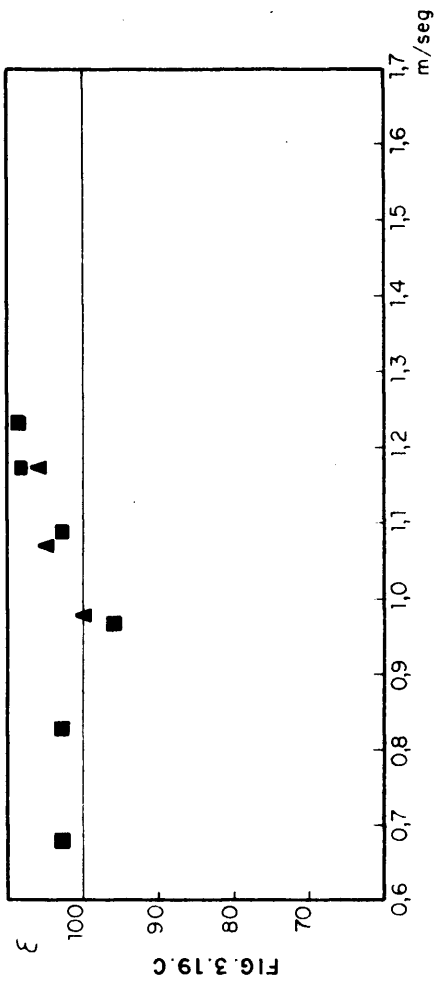
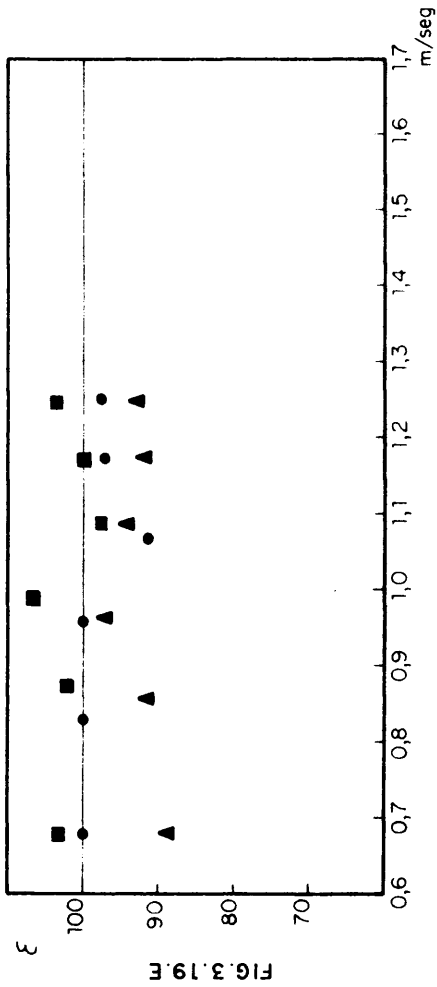


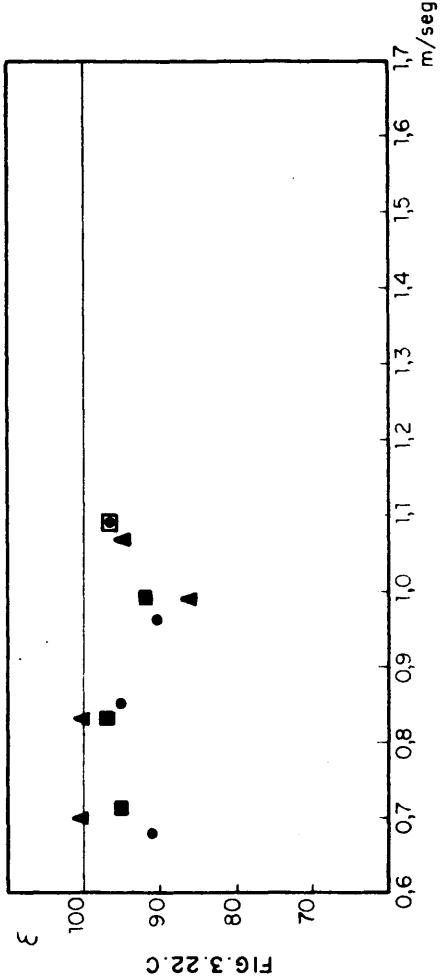
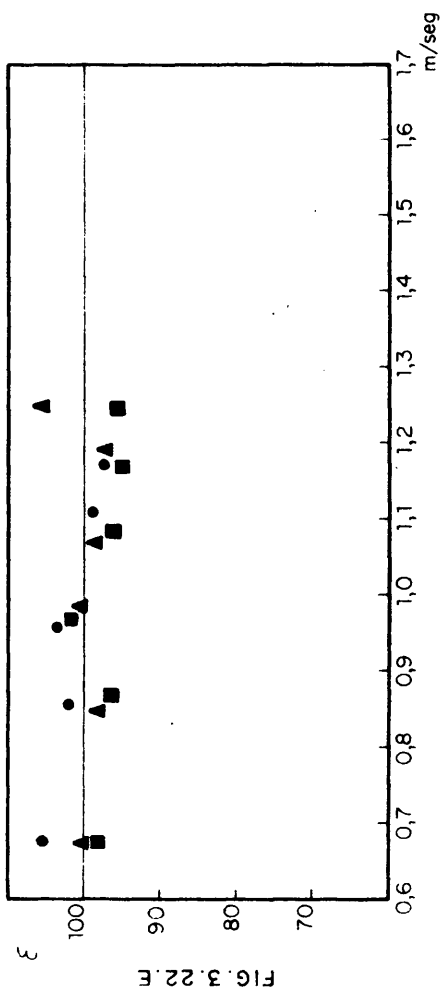
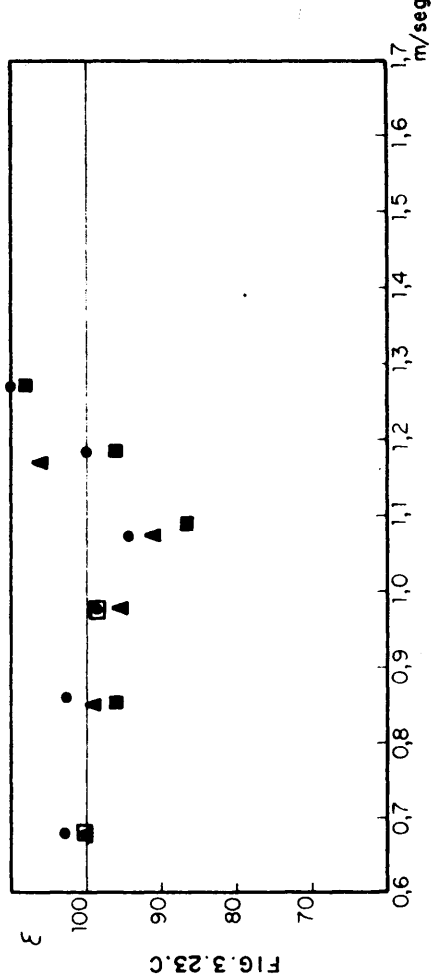
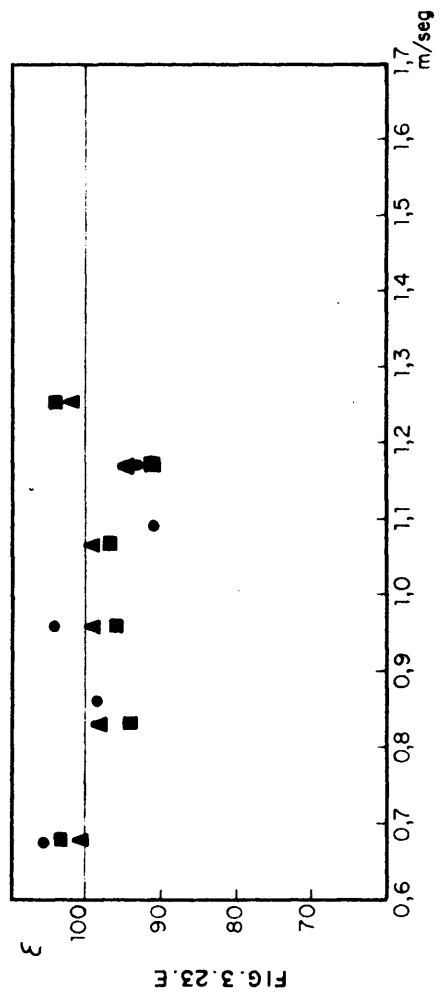
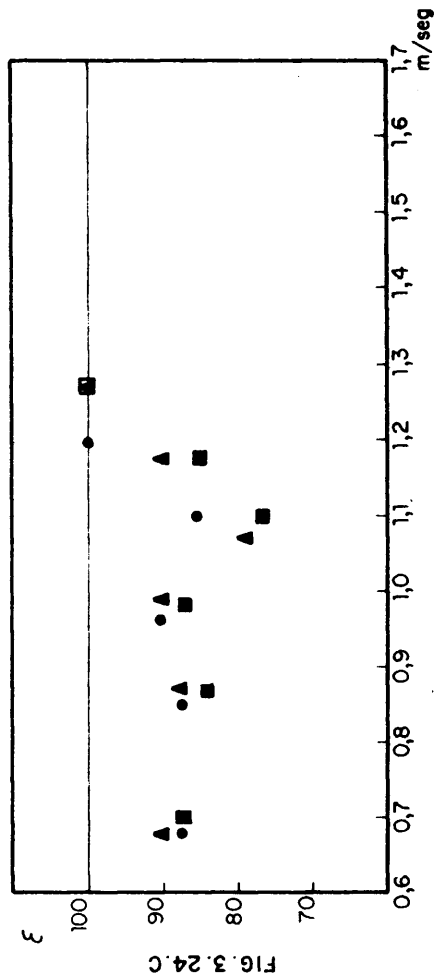
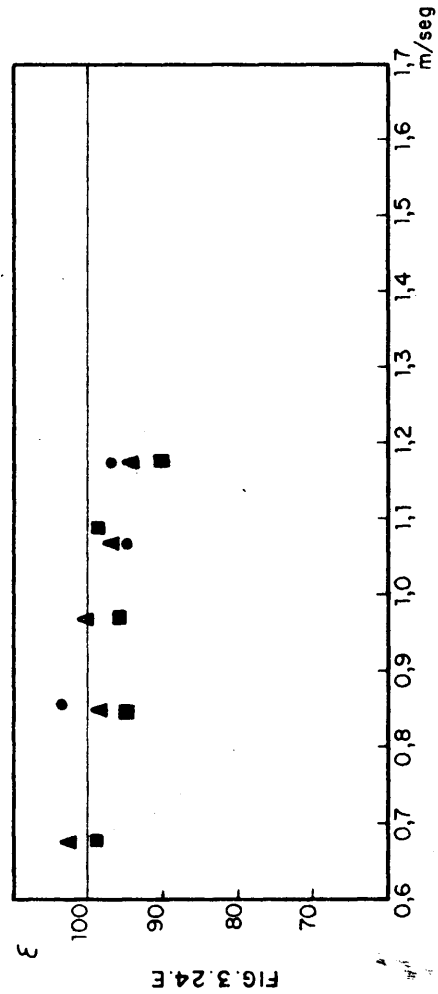


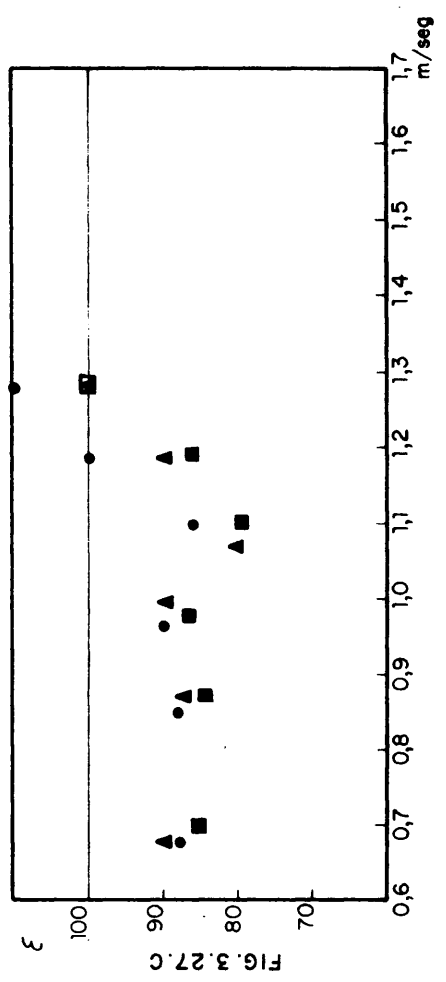
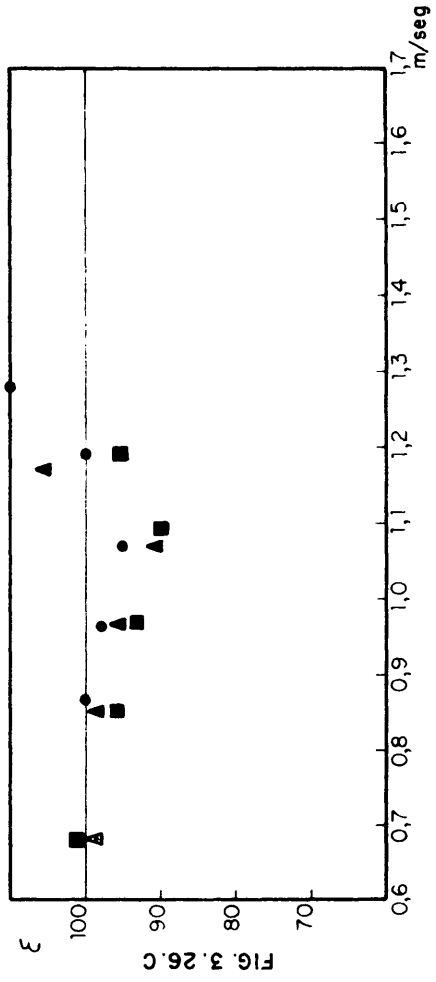
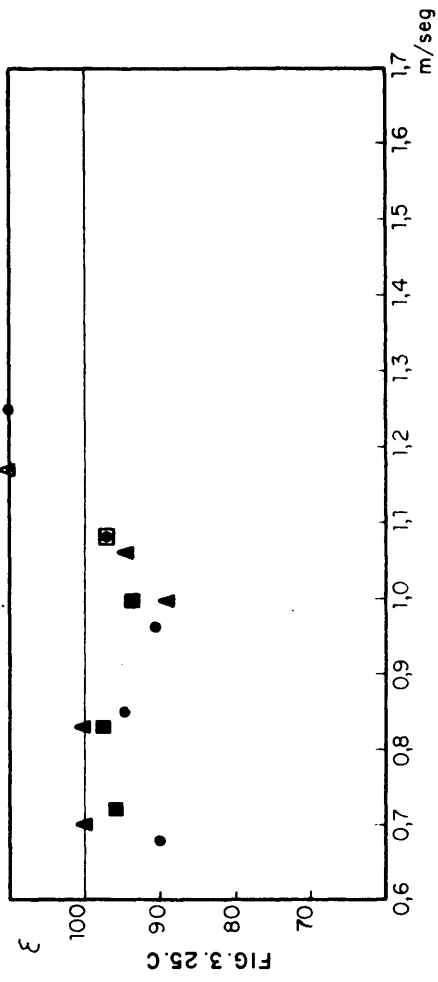
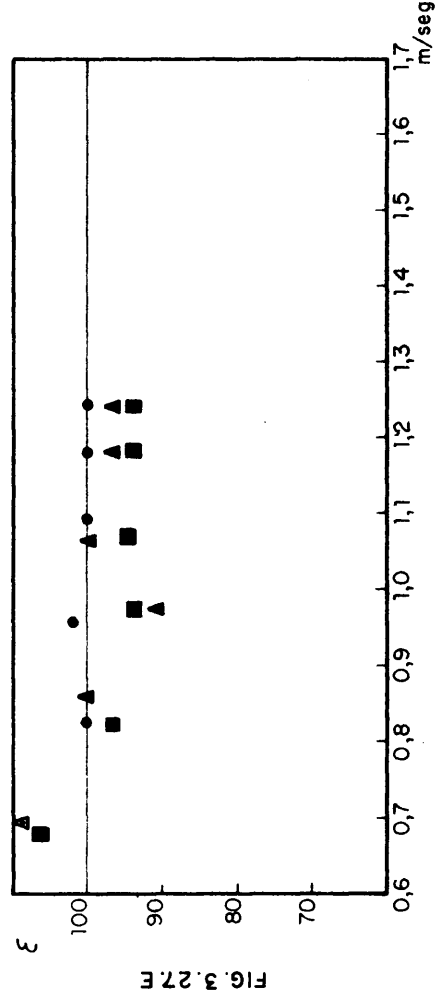
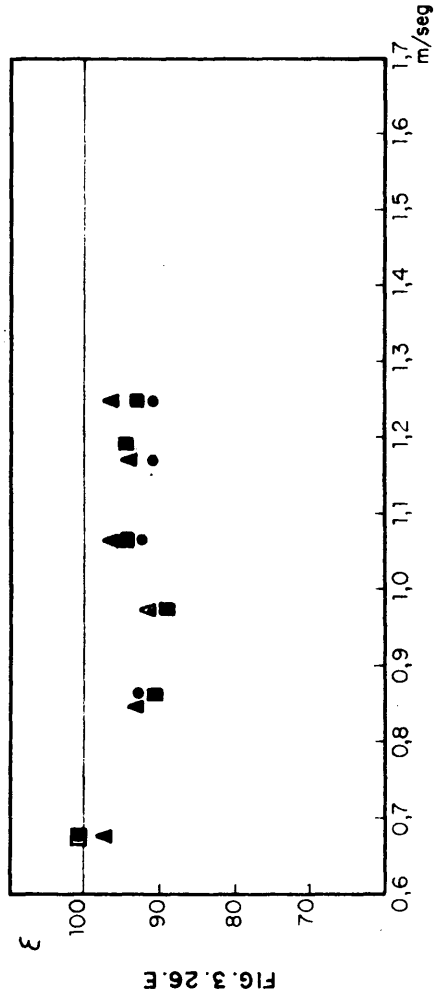
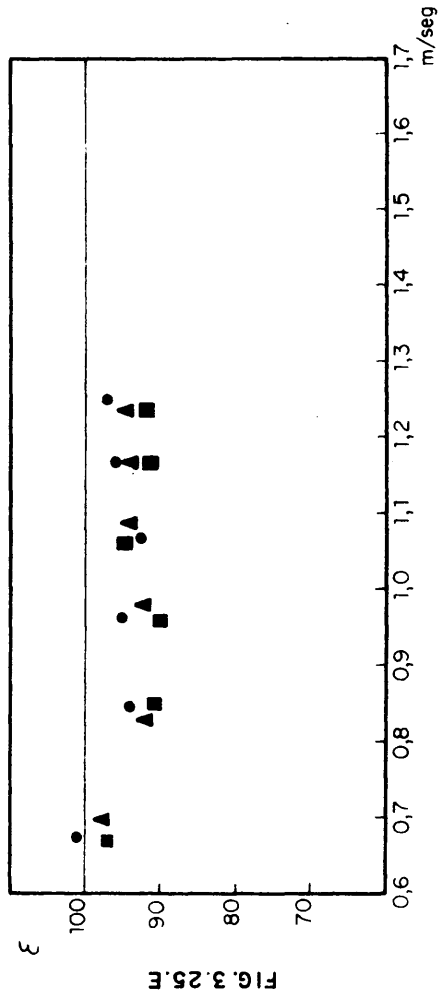


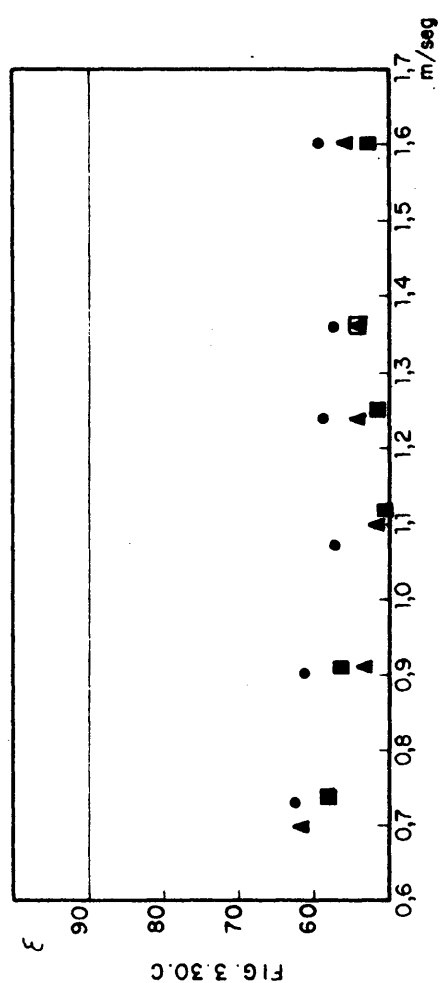
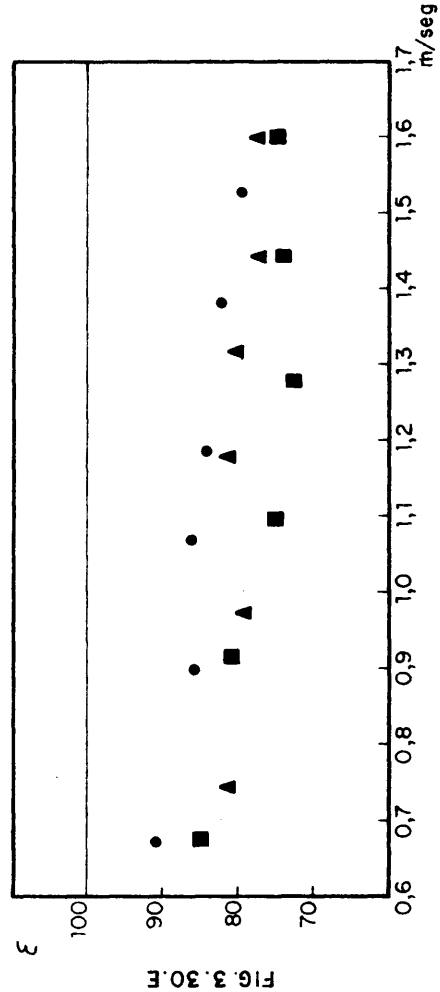
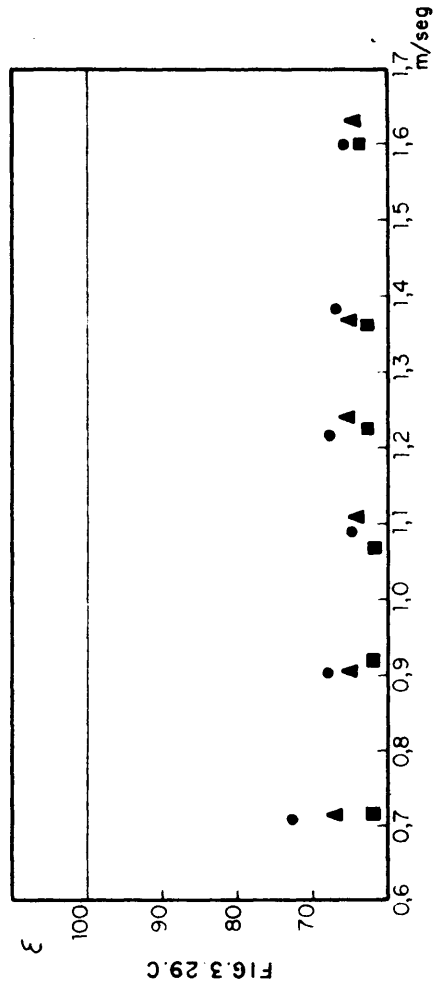
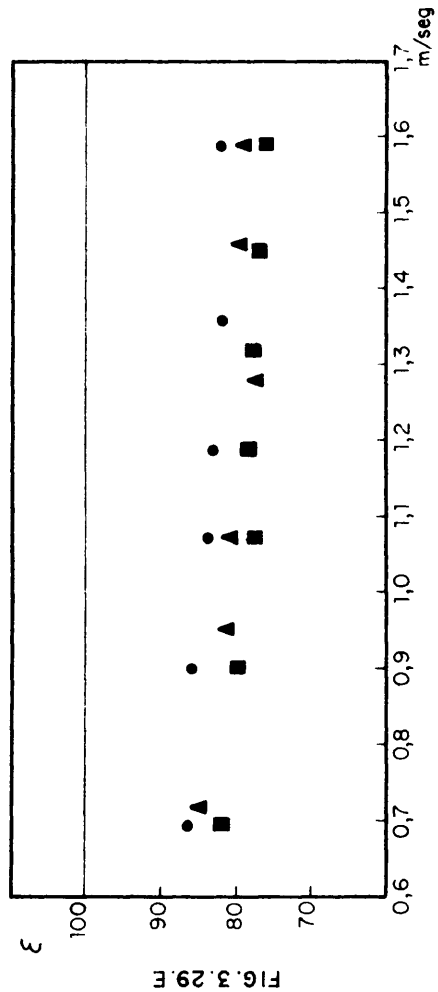
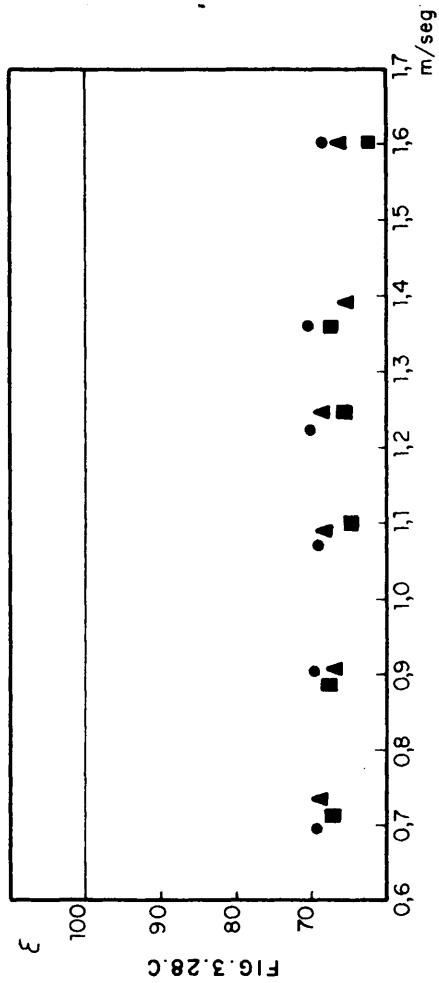
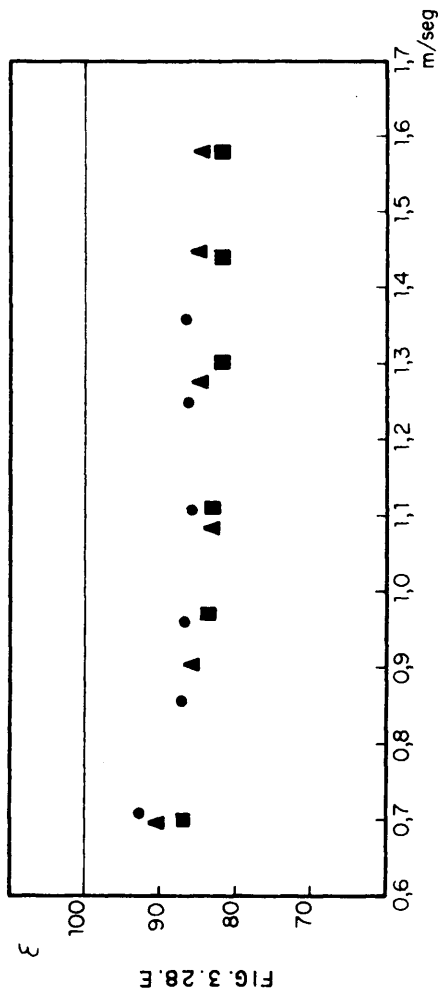


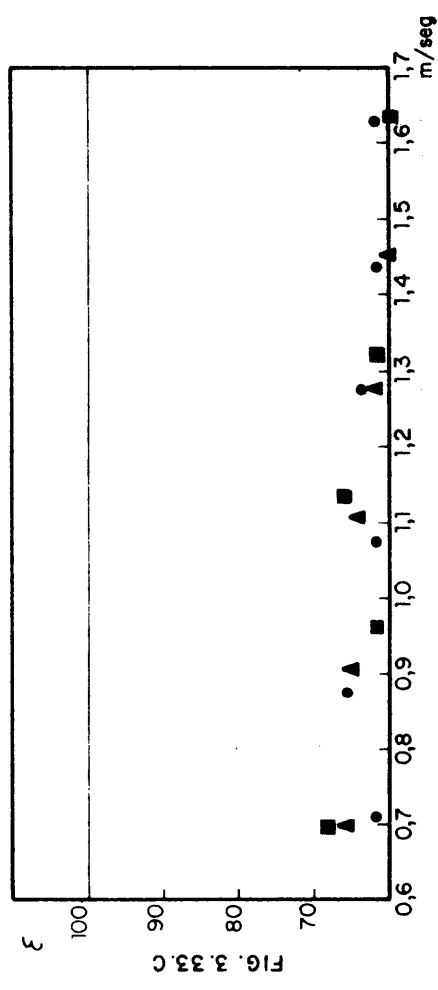
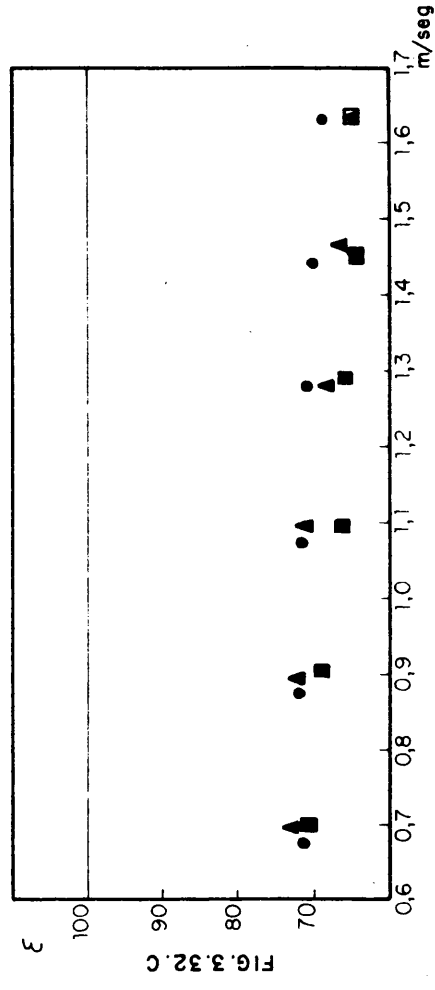
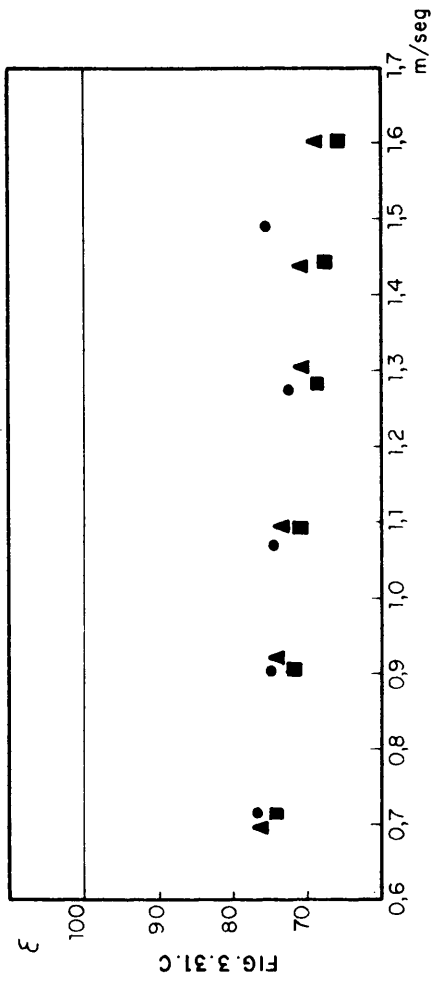
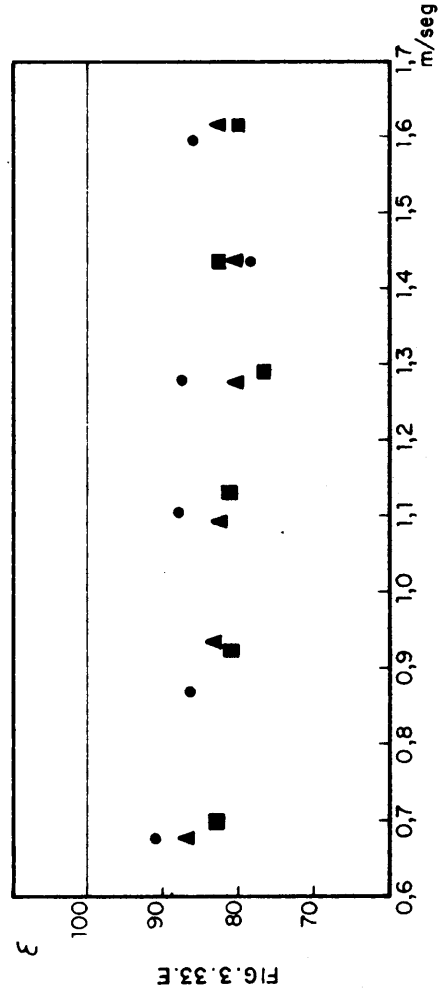
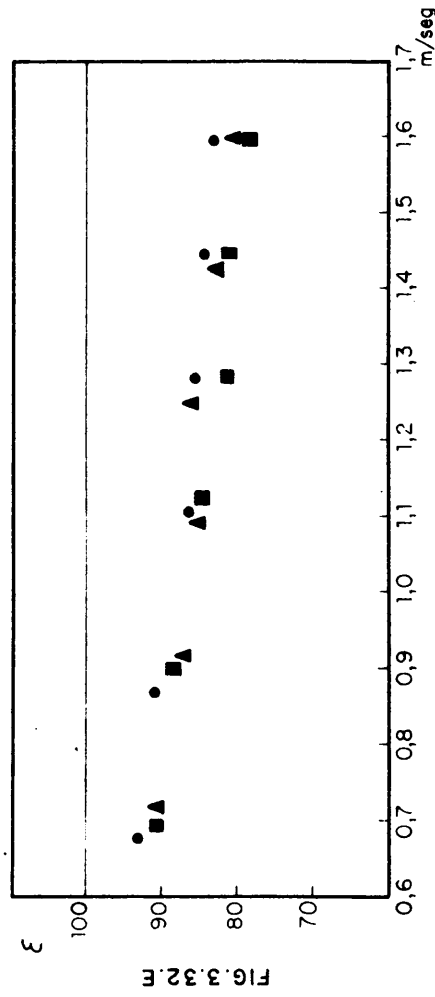
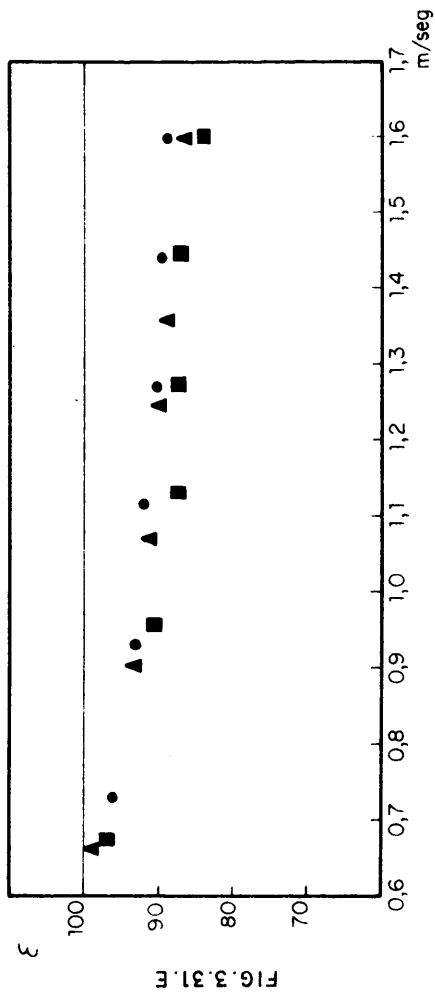


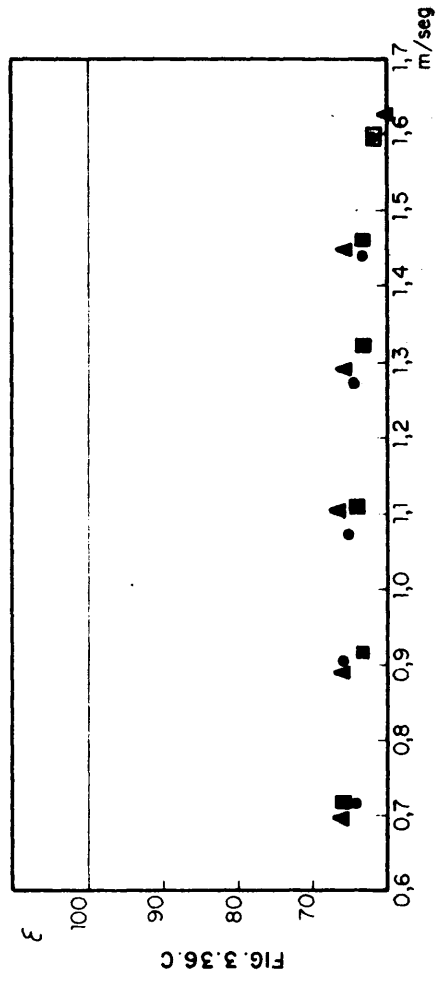
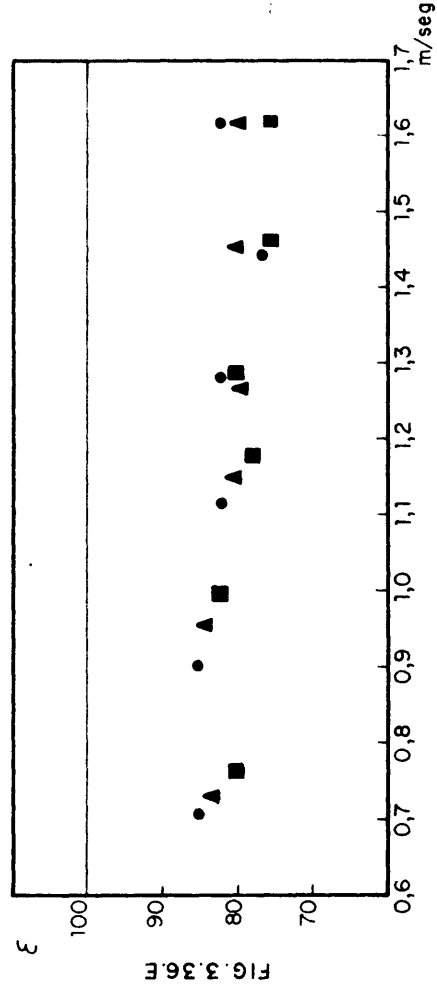
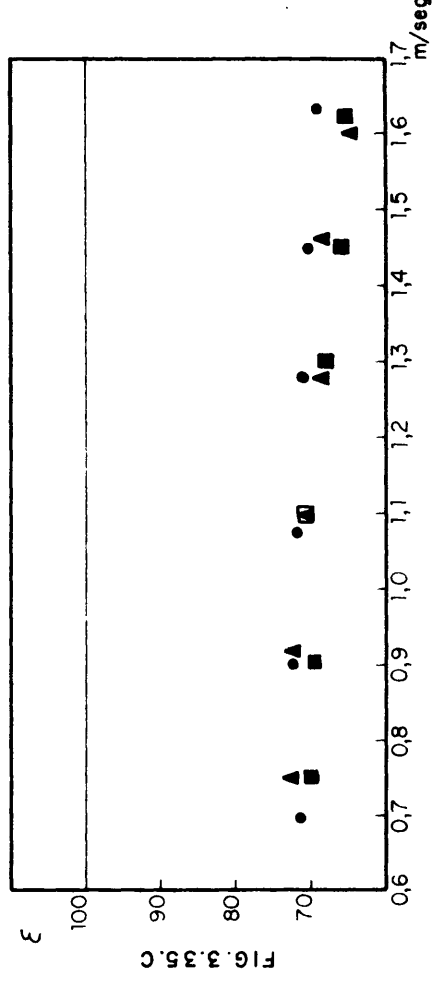
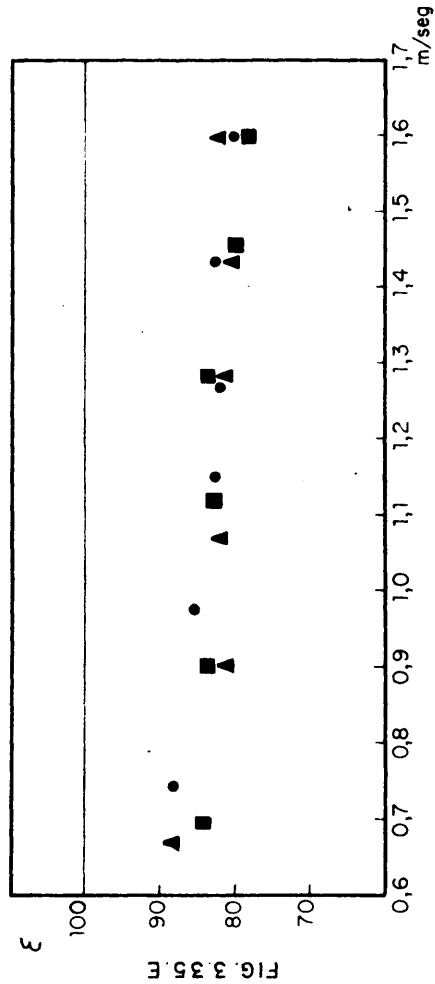
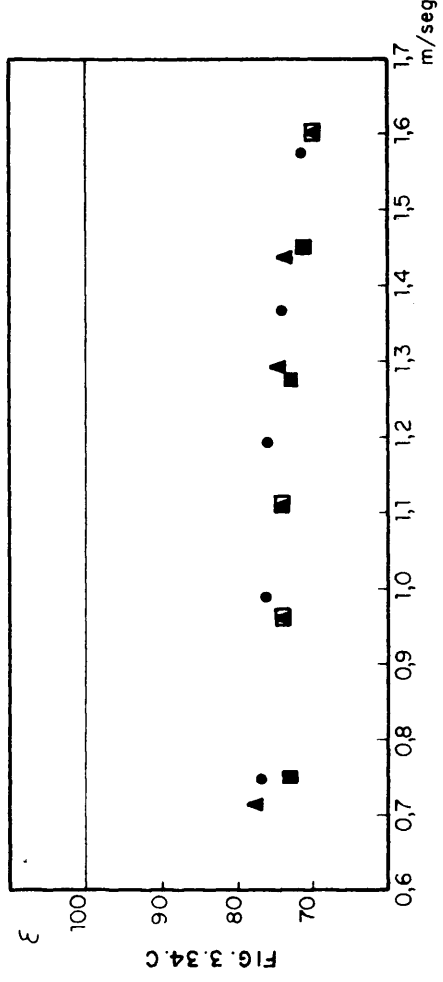
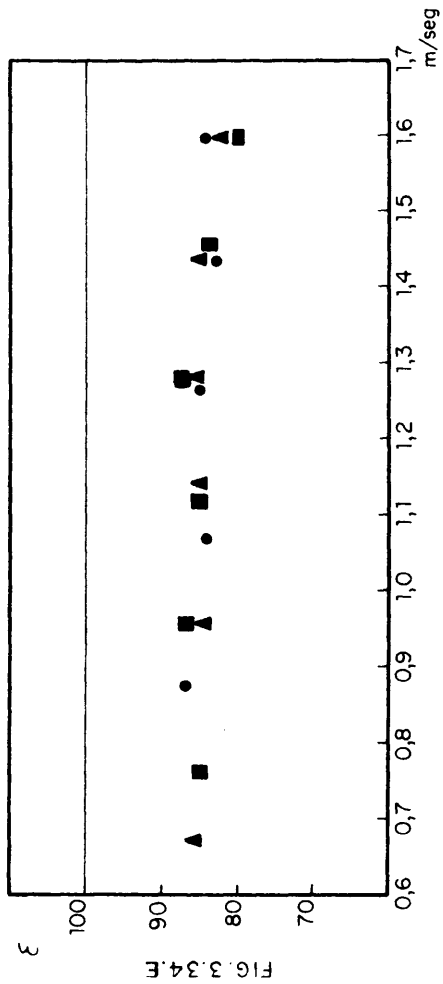












Las letras B y C en la notación de cada figura corresponden a experiencias de enfriamiento y calentamiento respectivamente.

En cada figura aparecen pequeños puntos, triángulos y cuadrados que corresponden a los tres caudales de agua con los que se ha trabajado, 270 kg/hr, 330 kg/hr y 370 kg/hr, respectivamente.

Los valores de las eficacias en función de la velocidad del gas en m/seg se mantienen, por término general, a lo largo de bandas de puntos.

Con objeto de una mejor observación de estos valores se han reagrupado las figuras anteriores en otras en las que cada banda de valores se ha fundido en una sola curva, que representa la media de los mismos.

Las nuevas representaciones se dan en las figuras 3-37 a 3-40.

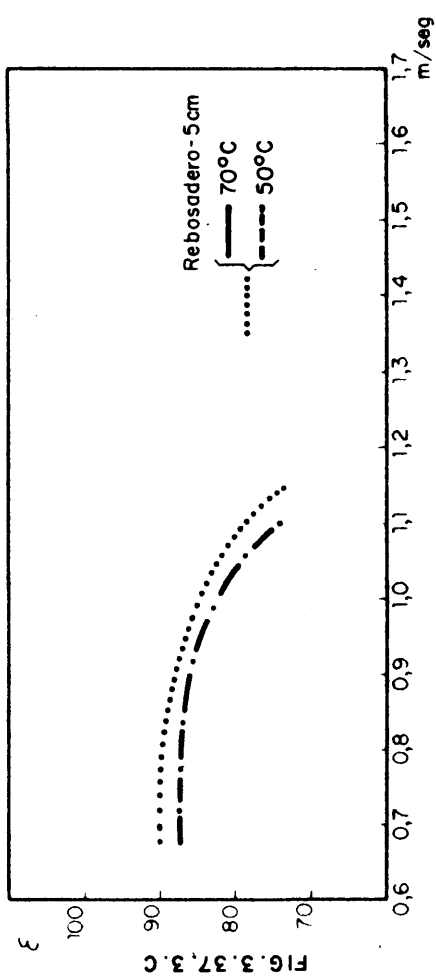
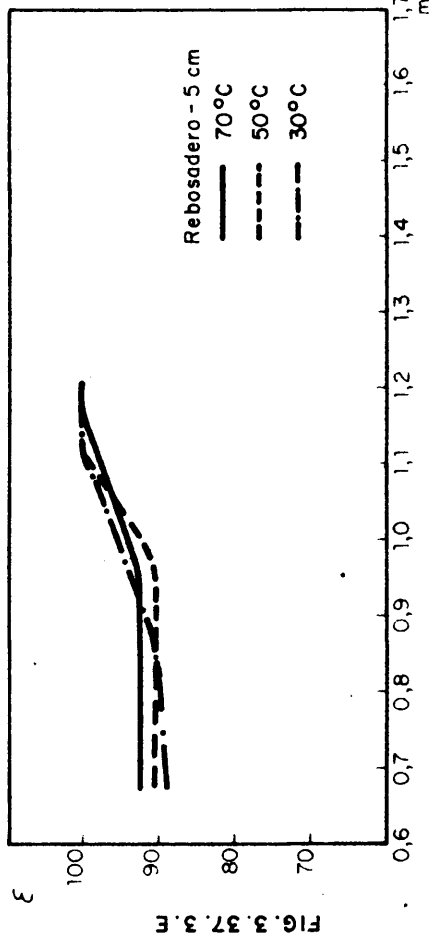
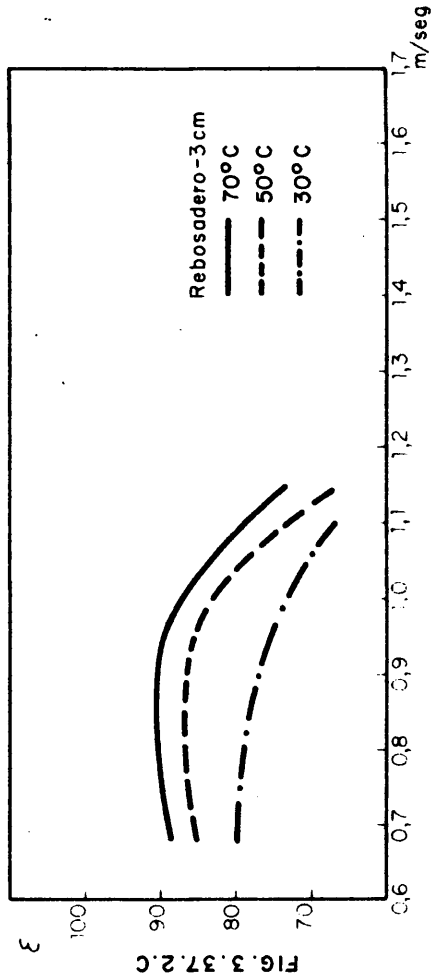
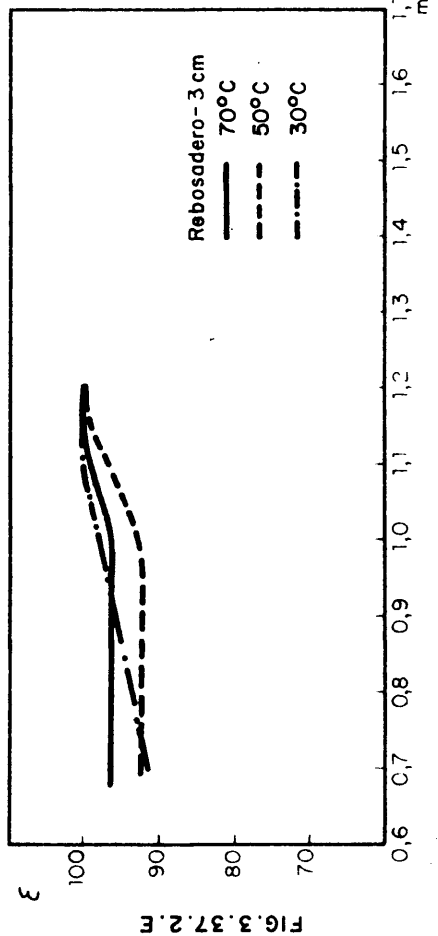
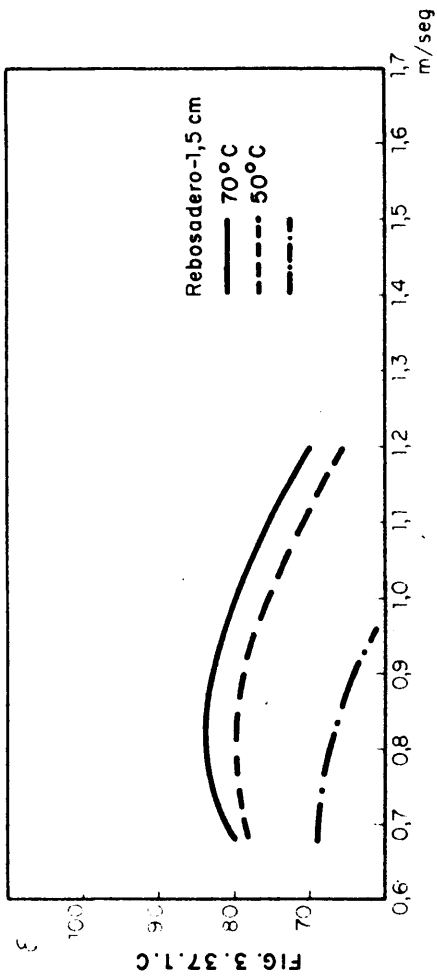
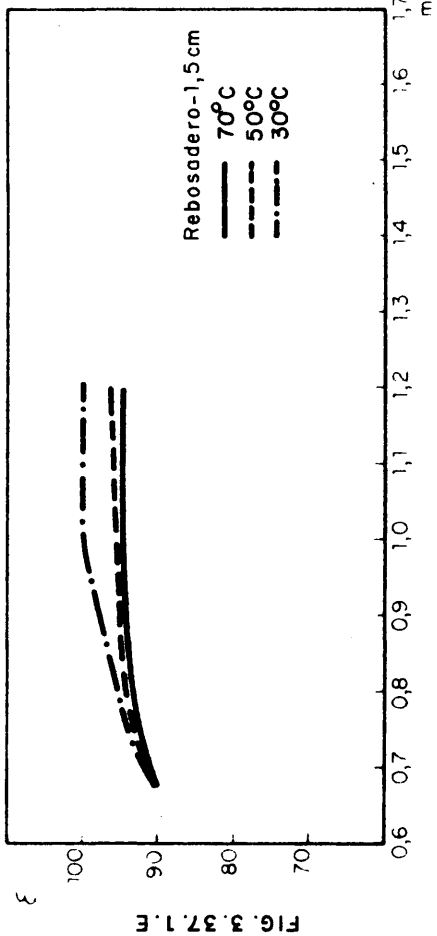
No se observa una clara influencia de las distintas variables de operación sobre los valores de las eficacias, manteniéndose éstas generalmente entre valores del 80 al 100, con una ligera disminución al aumentar la velocidad del gas.

Por otra parte, en los platos de menor área libre, puede observarse que a un determinado valor de la velocidad del gas, alrededor de 1 m/seg, los valores de las eficacias experimentan una subida. Esto puede explicarse por el hecho de que los excesivos arrastres que tienen lugar por encima de este valor de velocidad producen un aumento adicional del salto de temperatura del líquido sobre el plato, enmascarando de esta forma el valor real de la eficacia de la experiencia.

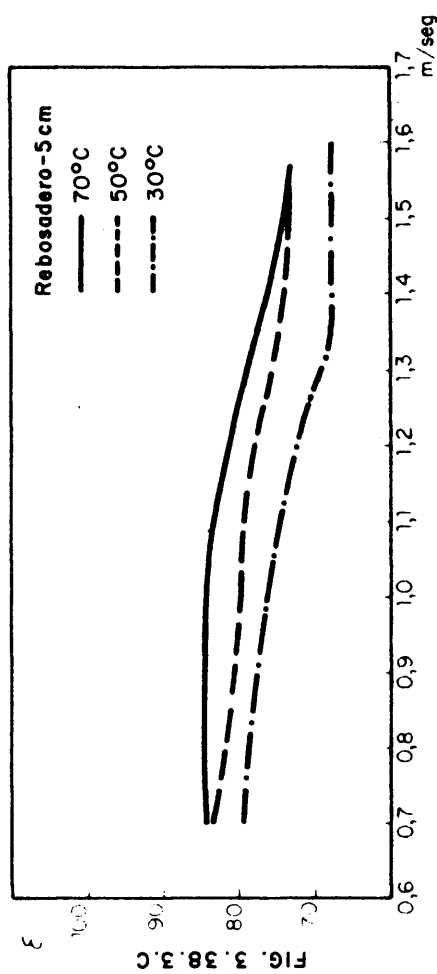
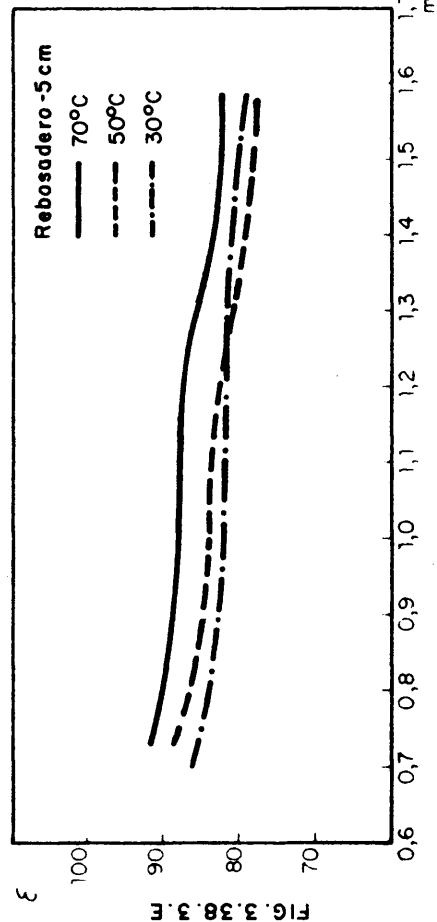
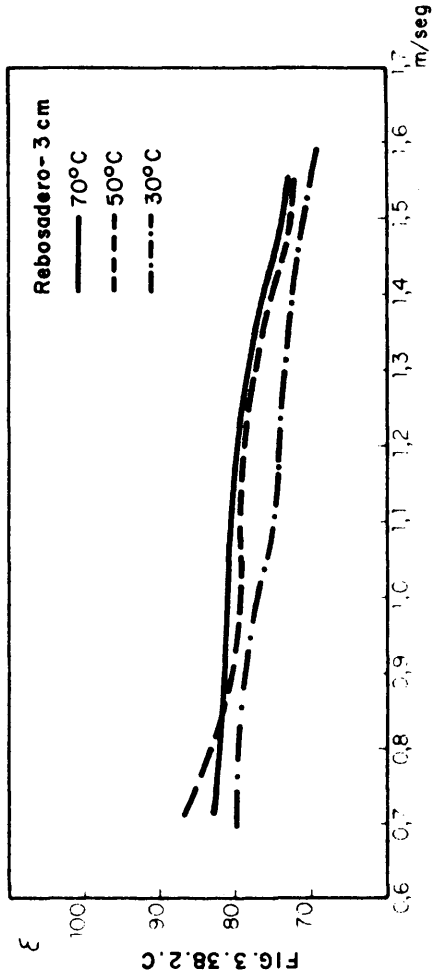
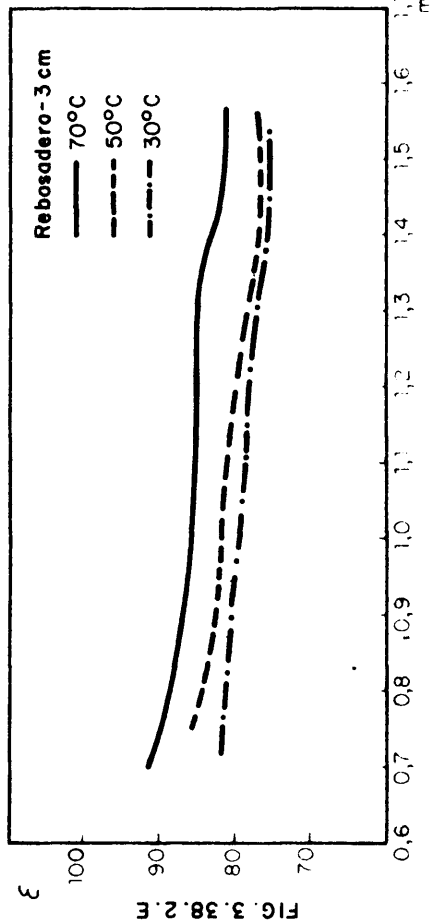
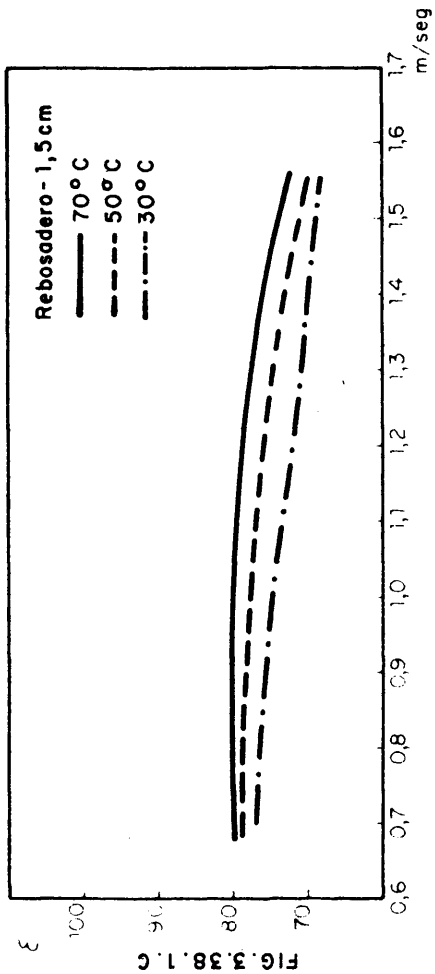
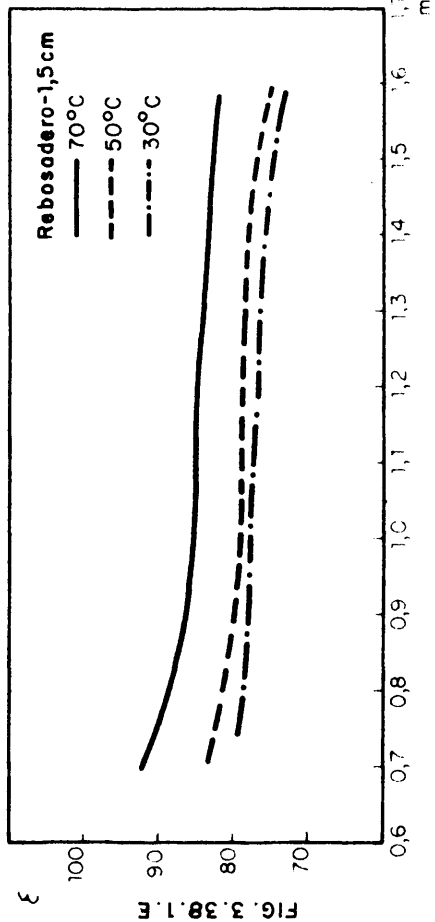
3.1.4.1. Aumento de la velocidad del gas.

Con objeto de conseguir valores más altos de la velocidad del gas en columna, se montó una tercera soplante conectada

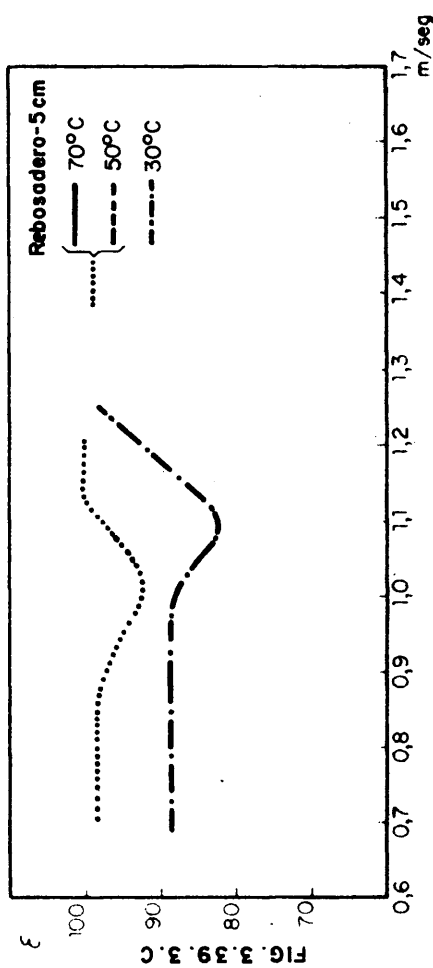
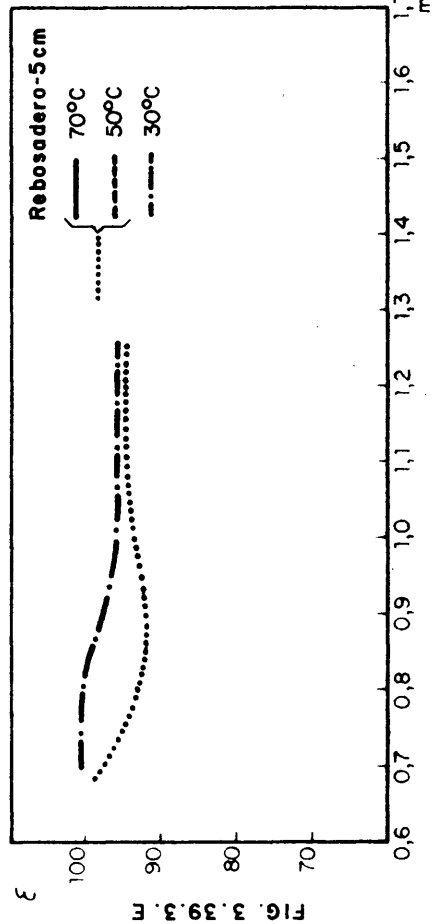
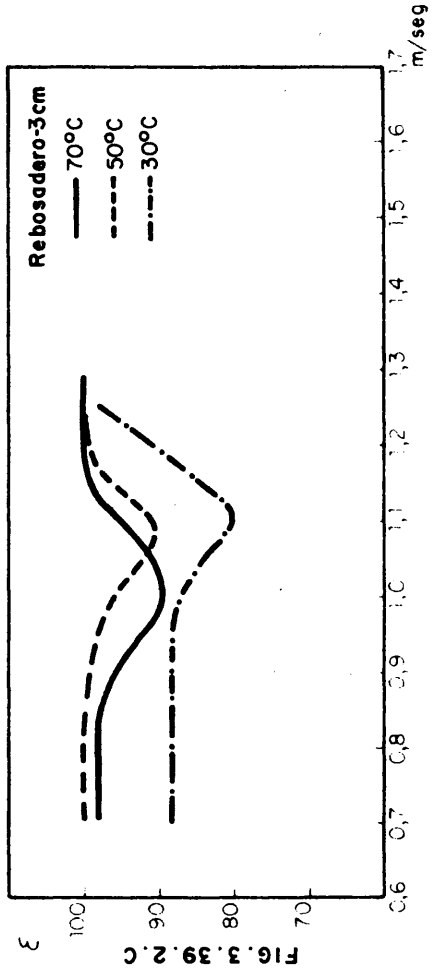
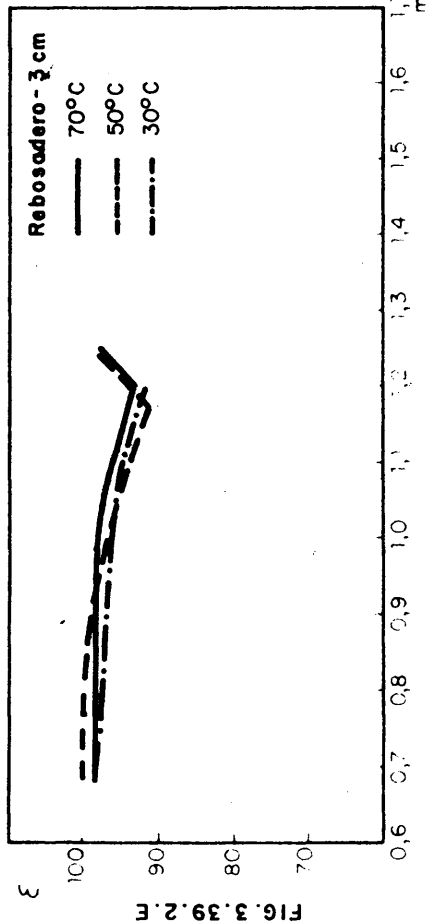
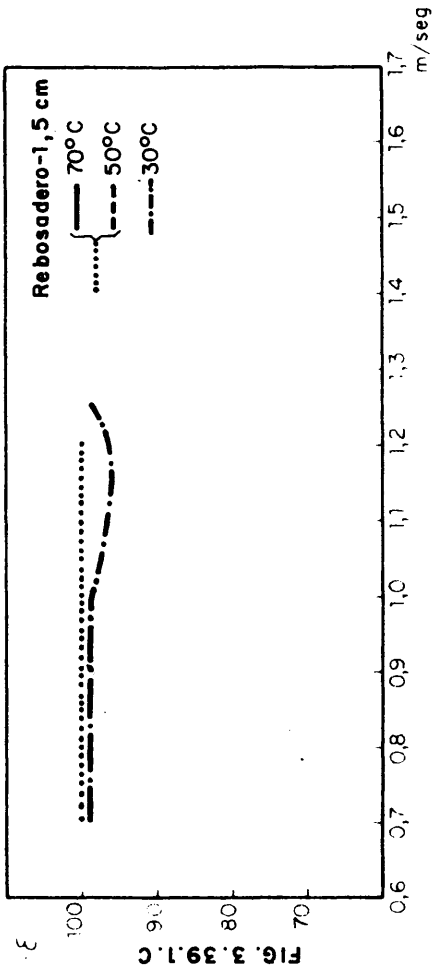
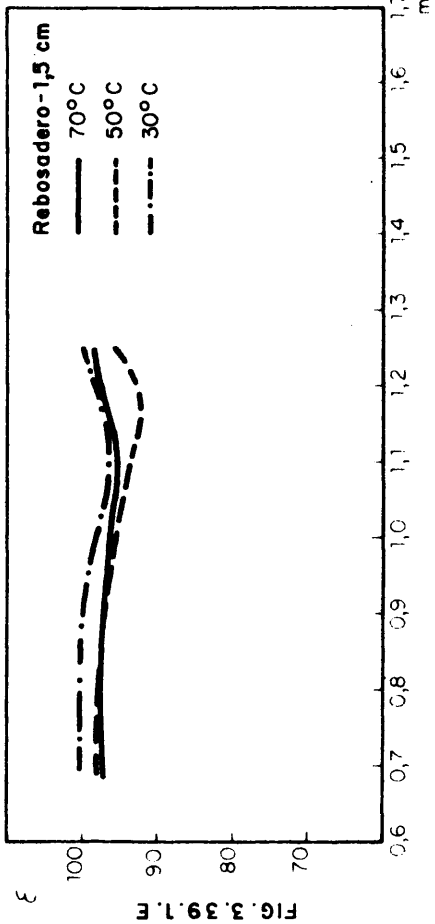
PLATO A-2



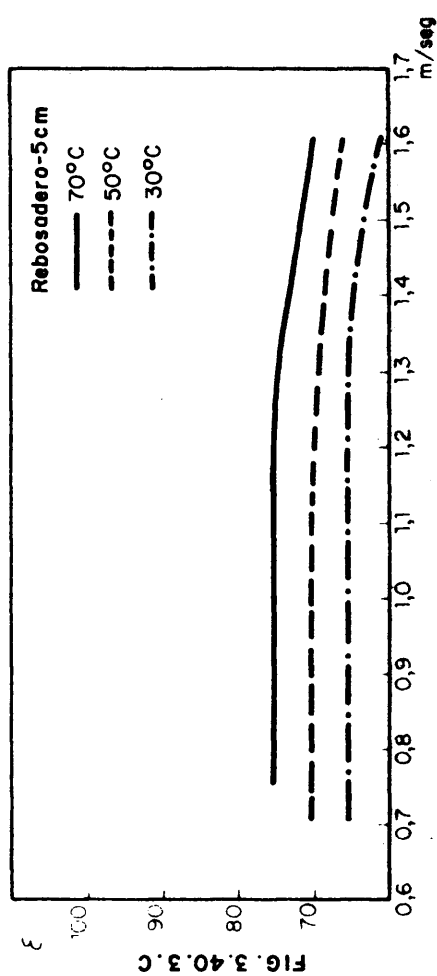
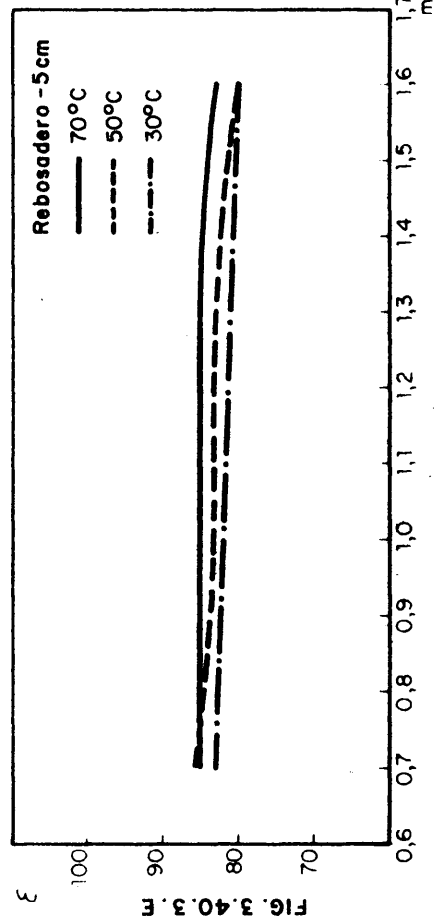
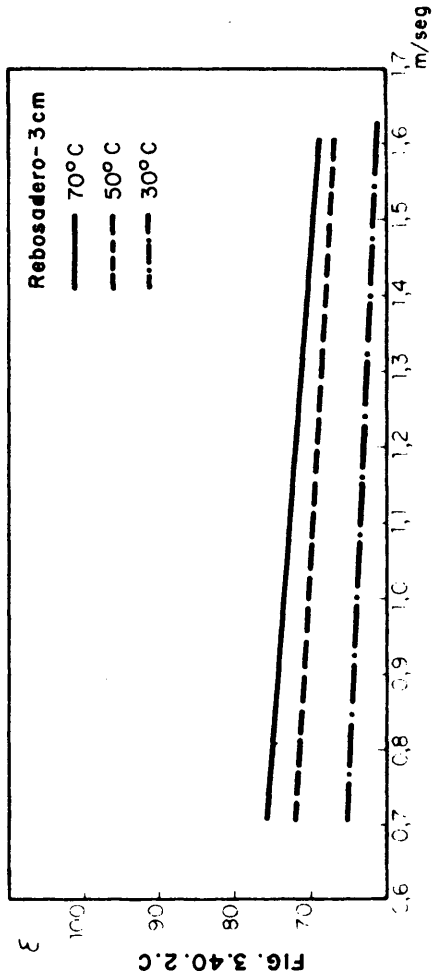
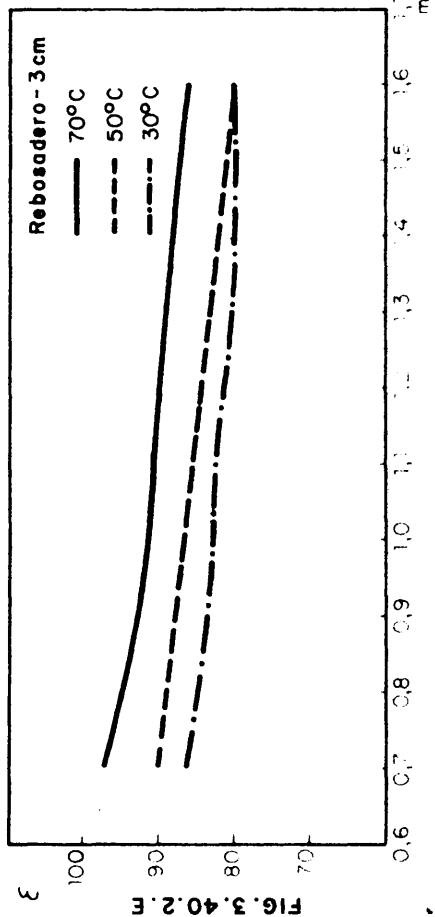
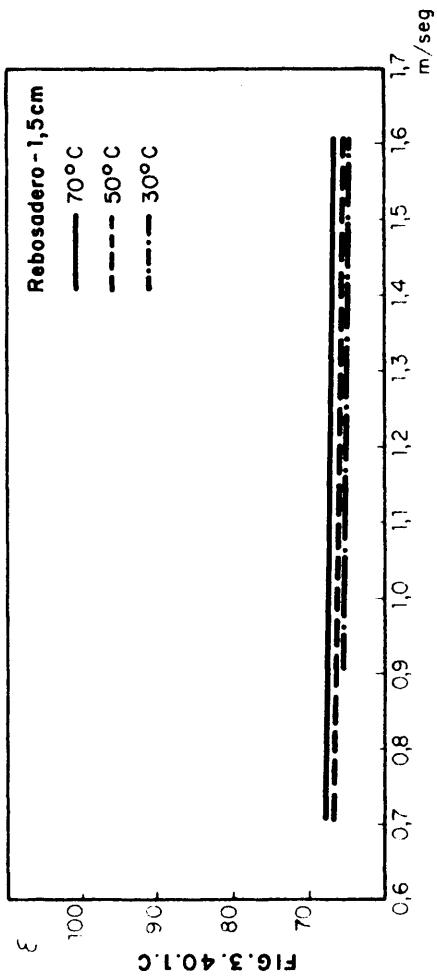
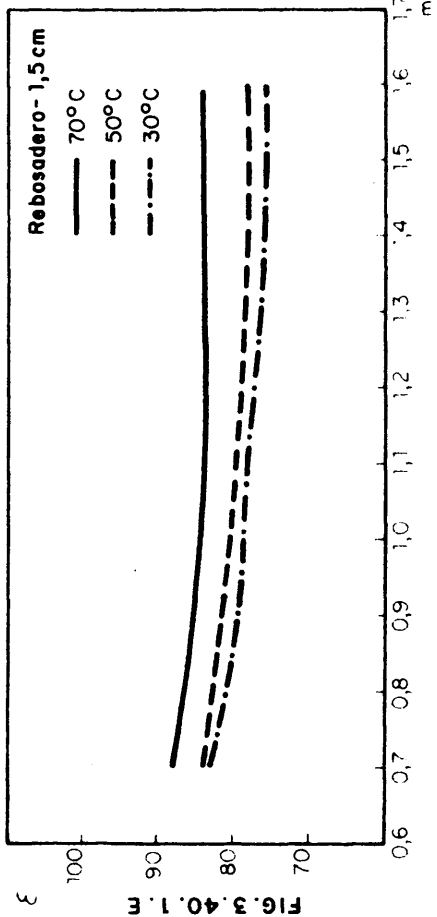
PLATO C-2



PLATO A-5



PLATO D-5



a la salida del condensador. Se pudo alcanzar de esta forma una velocidad en columna de 2 m/seg.

Con estos valores más altos de velocidad se llevaron a cabo unas últimas experiencias de transferencia, empleando el plato D-5 (3₁-13), el que parecía presentar una mayor estabilidad, con rebosadero de 1'5 cm. Al mismo tiempo se instalaron a lo largo del plato unas pequeñas placas verticales almenadas de igual altura que el rebosadero con las almenas en posición alternada hacia arriba o hacia abajo, que actuaban de rompeolas y que daban una mayor estabilidad al mismo.

Los valores experimentales obtenidos vienen recogidos en las tablas 3-37, 3-38 y 3-39 para temperaturas de trabajo de 70°C, 50°C y 30°C respectivamente, tanto para enfriamiento como calentamiento.

Las eficiencias obtenidas en estas experiencias se han representado en función de la velocidad del gas en columna en la figura 3-41.

Se observa un ligero aumento en los valores de eficiencias, que se puede explicar como debido a las placas rompeolas que dan una mayor estabilidad al plato y por tanto ocasionan una mayor área de contacto.

3.2. DATOS DE ARRASTRES.

Las tablas 3-40, 3-41, 3-42 y 3-43 recogen los datos de arrastres para los platos A-2, A-5, C-2 y D-5 respectivamente.

Las condiciones de operación para las que se han tomado estos datos, han sido para un caudal de agua de 330 kg/hr y rebosadero de 1'5 cm.

En estas tablas aparecen los siguientes parámetros:

ENFRIAMIENTO

→ TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts columna	Ts gas condensador	condensado	E
353	270	73	37	10	36	30'5	4'3	100
393	270	73	38	10	34'5	29'5	5'0	96
424	270	73	38	10	33'5	28'5	6'5	97
450	270	73	37	10	32'5	28	6'0	95
476	270	73	37	10	32	27	7'6	96
490	270	73	35	10	31	26'5	6'5	98
348	330	73	39	10	38'5	33	5'0	100
373	330	73	40	10	37'5	32	5'4	98
410	330	73	40	10	36	31	6'5	96
450	330	73	40	10	34'5	29'5	6'3	93
466	330	73	39	10	34	29	6'3	94
482	330	73	38	10	33'5	28'5	6'7	96
355	370	73	41	10	39'5	33'7	5'5	100
379	370	73	42	10	38'5	33	5'7	95
410	370	73	42	10	37	32	6'2	94
435	370	73	42	10	36	31	6'9	92
458	370	73	41	10	35	30	6'7	93
482	370	73	40	10	34'5	29'5	6'7	95

3.37.1.3

3.37.2.3

3.37.3.3

CALENTAMIENTO

→ TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
387	270	11	29	72	34	30	2'8	82
415	270	11	28	72	33'5	30	5'8	72
433	270	11	27	72	32'5	29	6'2	70
450	270	11	26	72	32	28	6'4	69
484	270	11	25	72	31	27	6'8	67
383	330	11	26	72	33	30	3'3	77
406	330	11	27	72	32	30	5'2	73
427	330	11	26	72	32	29	6'0	68
462	330	11	25	72	31	28	6'3	66
488	330	11	25	72	31	27	6'6	65
383	370	11	26	72	33	30	4'2	71
411	370	11	26	72	33	29	5'3	70
433	370	11	25	72	32	29	6'0	66
450	370	11	24	72	31	28	6'0	65
482	370	11	24	72	31	27	6'5	66

3.37.1.3

3.37.2.3

3.37.3.3

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts columna	Ts gas condensador	Condensado	E
351	270	53	31	10	29	25	2'4	95
391	270	53	31	10	28	24	3'2	94
433	270	53	32	10	27	23	4'5	92
461	270	53	31	10	26	22'5	5'0	95
479	270	53	31	10	25'5	22	5'0	94
493	270	53	30	10	25	22	5'4	95
346	330	53	33	10	31	26	2'8	94
375	330	53	33	10	30	25	3'0	91
408	330	53	34	10	28'5	24'5	4'0	89
436	330	53	34	10	27'5	24	4'5	90
458	330	53	33	10	27	23	4'8	88
490	330	53	32	10	27	23	5'5	93
353	370	53	34	10	31'5	27	2'9	94
377	370	53	34	10	31	26	3'5	92
413	370	53	35	10	29'5	25	4'1	88
436	370	53	35	10	28'5	25	5'0	88
456	370	53	34	10	28	24	5'0	87
427	370	53	33	10	27'5	23'5	5'7	93

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts gas columna	Ts gas condensador	Condensado	E
380	270	11	22	52	31	26	1'5	74
415	270	11	23	52	31'5	26'5	1'6	70
430	270	11	23	52	31'5	26'5	1'8	69
450	270	11	23	52	30	26'5	1'8	67
480	270	11	23	52	30	26	2'5	66
380	330	11	21	52	29	24	1'4	69
400	330	11	20	52	30	24'5	1'6	68
430	330	11	20	52	30	24'5	1'7	68
460	330	11	20	52	30	24'5	1'8	66
480	330	11	20	52	29'5	24	2'0	66
380	370	11	19	51	28	24	1'2	66
410	370	11	19	51	29	24'5	1'5	65
430	370	11	20	51	29	25	1'7	65
450	370	11	20	51	29	25	1'8	66
480	370	11	20	51	28	25	2'0	64

ENFRIAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.c	Ts a.c	Te a.f	Ts columna	Ts gases condensador	Condensado	E
346	270	33	23	10	21'2	18'5	1'4	98
367	270	33	24	10	21	18	1'4	92
387	270	33	24	10	21	18	1'73	94
435	270	33	24	10	20	18	3'2	100
474	270	33	24	10	20	17'5	3'9	100
490	270	33	24	10	20	17'5	4'6	103
346	330	33	25	10	22'4	19'3	1'4	92
369	330	33	25	10	22	19'3	1'5	92
410	330	33	25	10	21'4	19	2'5	96
441	330	33	25	10	20'5	18'4	3'5	97
461	330	33	25	10	20'5	18	4'4	100
490	330	33	24	10	20	18	4'6	110
353	370	33	25	10	22'6	19'5	1'6	93
387	370	33	25	10	22	19'2	1'9	92
420	370	33	26	10	21'3	19	3'1	92
453	370	33	25	10	21	18'3	4'1	100
487	370	33	25	10	20'5	18	4'4	100

3.39.1.0

3.39.2.0

3.39.3.0

CALENTAMIENTO

TABLA

G	L	Te a.f	Ts a.f	Te a.c	Ts columna	Ts gases condensador	Condensado	E
380	270	11	19	32	24	21	0'7	65
400	270	11	20	32	25	21'5	0'7	64
430	270	11	20	32	25	21'5	0'8	64
450	270	11	20	32	25	21	0'8	63
480	270	11	20	32	25	21	1'0	63
380	330	11	19	32	23	20	0'6	64
410	330	11	19	32	23'5	20'5	0'6	63
440	330	11	19	32	24	20'5	0'8	63
460	330	11	19	32	24	20'5	0'8	62
480	330	11	18	32	24	21	0'9	61
380	370	11	18	32	22	19	0'6	63
400	370	11	18	32	22'5	20	0'6	64
430	370	11	18	32	22'5	20	0'7	64
460	370	11	18	32	22'5	20	0'8	62
480	370	11	17	32	22'5	20	0'8	61

3.39.1.0

3.39.2.0

3.39.3.0

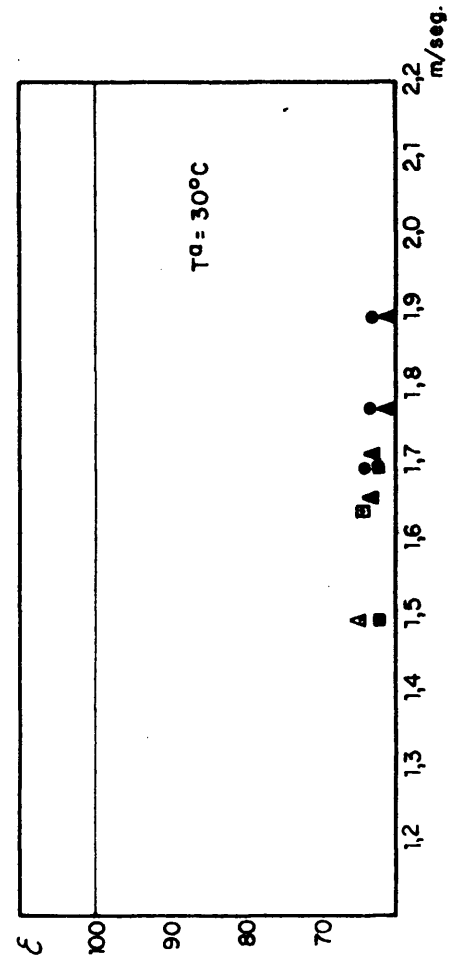
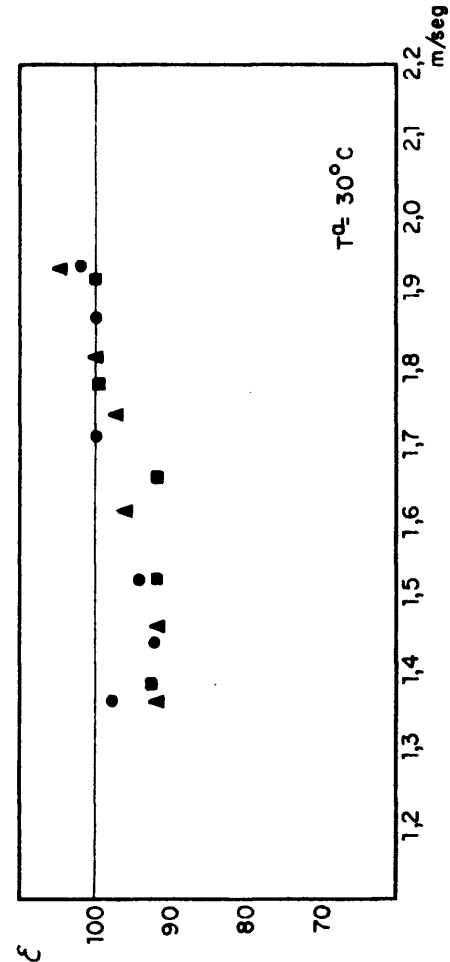
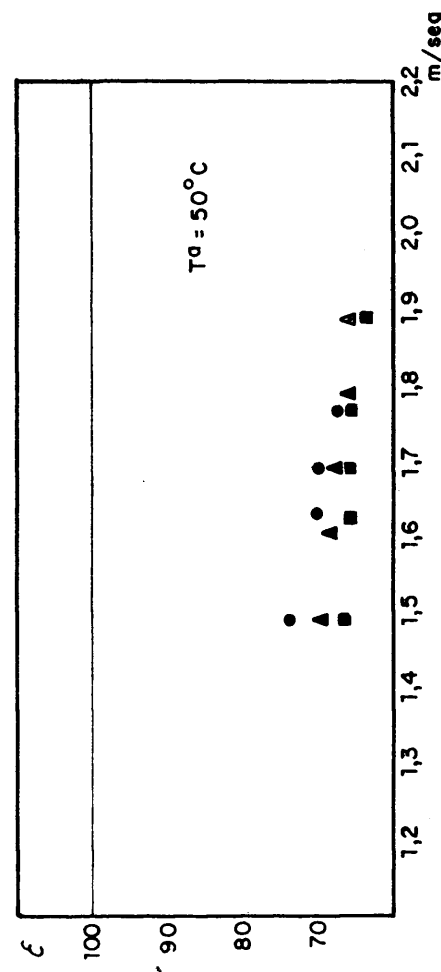
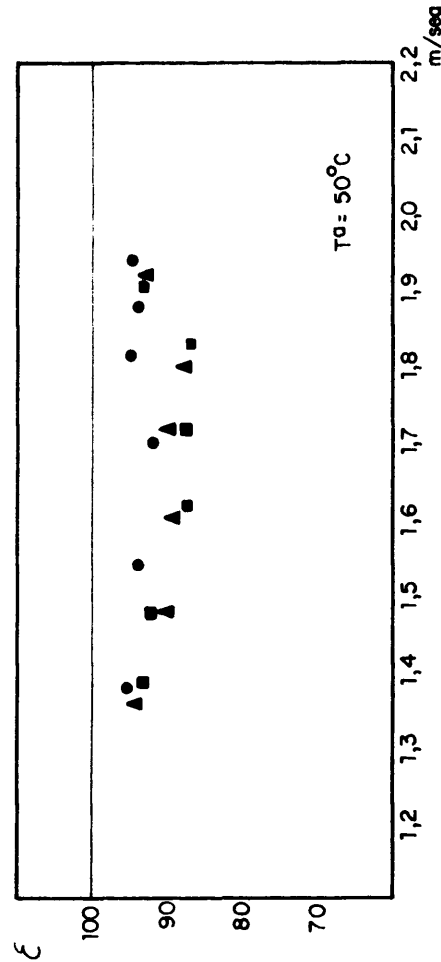
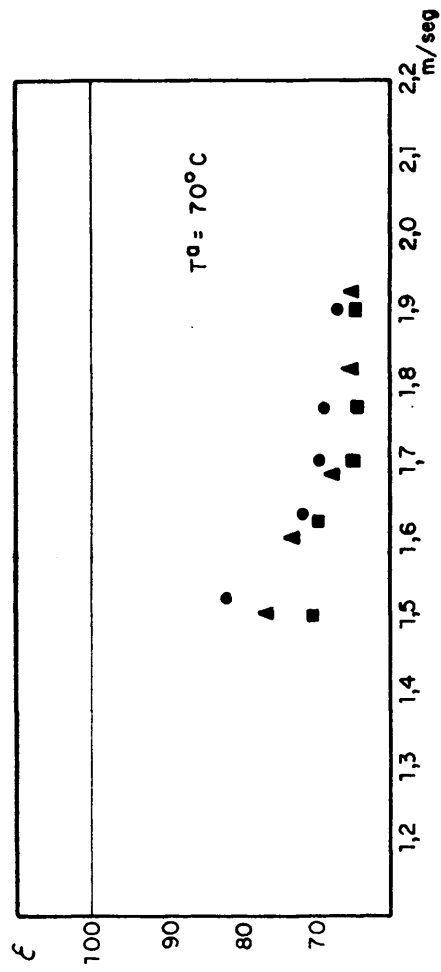
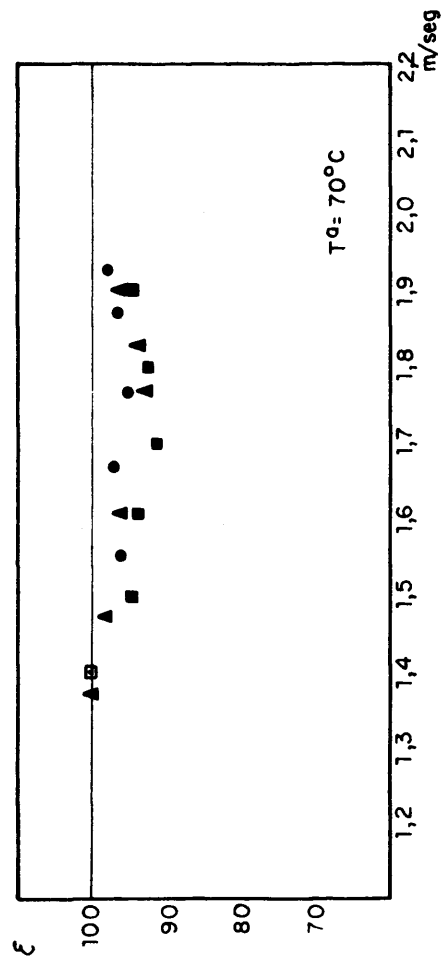


FIG. 3-41. PLATO D-5 CON ROMPEOLAS. REBOSADERO 1,5 cm.

TABLA 3-40

V_0 (m/seg)	Arrastres (kg/hr)		$\psi = \frac{e}{L + e}$	
	60 cm	30 cm	60 cm	30 cm
0'68	_____	1'65	_____	$5 \cdot 10^{-3}$
0'80	_____	3'85	_____	0'01
0'85	_____	5'6	_____	0'016
0'91	1'33	7'0	$4 \cdot 10^{-3}$	0'021
0'96	3'4	17	0'01	0'05
1'02	17'2	53	0'05	0'14
1'09	75	132	0'18	0'28
1'2	95	220	0'22	0'40

TABLA 3-41

V_0 (m/seg)	Arrastres (kg/hr)		$\psi = \frac{e}{L + e}$	
	60 cm	30 cm	60 cm	30 cm
0'68	_____	2'0	_____	$6 \cdot 10^{-3}$
0'77	0'96	5'6	$3 \cdot 10^{-3}$	0'017
0'85	1'86	7'0	$5'6 \cdot 10^{-3}$	0'020
0'91	3'0	14'3	$9 \cdot 10^{-3}$	0'040
0'96	14'3	32	0'04	0'090
1'02	46'5	60	0'13	0'16
1'08	66'5	130	0'17	0'28
1'13	83	230	0'20	0'40

TABLA 3-42

V_c (m/seg)	Arrastres (kg/hr)		$\psi = \frac{e}{L + e}$	
	60 cm	30 cm	60 cm	30 cm
0'74	_____	1'7	_____	$5 \cdot 10^{-3}$
0'91	_____	2'7	_____	$8 \cdot 10^{-3}$
1'02	_____	3'7	_____	0'010
1'13	_____	4'7	_____	0'014
1'3	1'10	6'2	$3'3 \cdot 10^{-3}$	0'018
1'44	1'20	9	$3'6 \cdot 10^{-3}$	0'027
1'6	1'90	14'3	$5'6 \cdot 10^{-3}$	0'042

TABLA 3-43

V_o (m/seg)	Arrastres (kg/hr)		$\psi = \frac{e}{L + e}$	
	60 cm	30	60 cm	30 cm
1'02	_____	1'63	_____	$4'8 \cdot 10^{-3}$
1'2	0'81	3'3	$2'4 \cdot 10^{-3}$	$4'7 \cdot 10^{-3}$
1'4	1'62	5'4	$4'8 \cdot 10^{-3}$	0'016
1'56	2'7	7'2	$8 \cdot 10^{-3}$	0'021
1'72	4'3	10'8	0'013	0'031
1'9	6'5	17'5	0'020	0'050

- Velocidad del gas en columna en m/seg.
- Arrastres obtenidos en kg/hr, para distancias entre platos de 60 cm y 30 cm.
- Una fracción, ψ , que representa el arrastre obtenido respecto al flujo total de líquido, también para distancias entre platos de 60 cm y 30 cm.

Se observa de estos datos la necesidad de desechar los platos con bajo valor de área libre por los excesivos arrastres a que dan lugar.

3.2.1. Relación eficacia-arrastres.

Según se dijo en el apartado 3.1.4. se observaba que para los platos de bajo valor de área libre (3%), los valores de la eficacia experimentaban un incremento positivo cuando se sobrepasaba un determinado valor de la velocidad del gas en columna, aproximadamente de 1 m/seg. Este fenómeno se puede explicar como consecuencia de los arrastres.

Se puede de una forma aproximada relacionar las eficacias con los arrastres producidos, mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{E_{mv}}{E_e} = \frac{1}{1 + \frac{\psi}{1 - \psi}}$$

siendo:

E_{mv} = Eficacia sin arrastres.

E_e = Eficacia calculada con arrastre.

El término ψ , se define como la relación entre el arrastre y el caudal total de líquido que atraviesa la columna.

Según esta relación se deducen las siguientes conside
raciones:

- para arrastre nulo, $\psi = 0$, las dos eficacias
son iguales $E_{mv} = E_e$
- para arrastre total, $\psi = 1$ (punto de inundación)
 $E_{mv} = 0$.

Observando las tablas 3-40 y 3-41, correspondientes a los platos de bajo valor de área libre, se ve que el término ψ presenta un valor de aproximadamente 0'2 para valores de velocidad en columna por encima de 1 m/seg, y separación entre platos de 60 cm, valor con el que se llevó a cabo todas las experien-
cias de intercambio calorífico. Por otra parte en las figuras 3-37 y 3-39, correspondientes a los mismos platos de bajo valor de área libre, se observa esas subidas en los valores de efica-
cia por encima del valor 1 m/seg para la velocidad del aire, su
bidas que llegan al valor del 100%.

Volviendo a la expresión anterior, para un valor de $\psi = 0'2$ y $E_e = 100$ se obtiene para E_{mv} un valor de 80, lo que indica por observación de las gráficas mencionadas, que los va-
lores de eficacia deben decrecer al aumentar la velocidad del gas.

3.3. DATOS SOBRE PERDIDA DE CARGA.

En la figura 3-42 se representa la pérdida de carga por plato en mm de agua que experimenta el gas al pasar a su tra-
vés en función de la velocidad del gas en los orificios.

Pra estas medidas se empleó el plato D-5, considerado el más estable con los que se trabajó, y rebosadero de 1'5 cm.

Se efectuaron dos series de medidas, una para plato se
co, osea $L = 0$, y otra para un caudal de agua de 330 kg/hr.

Se obtuvieron de esta forma dos series de puntos que

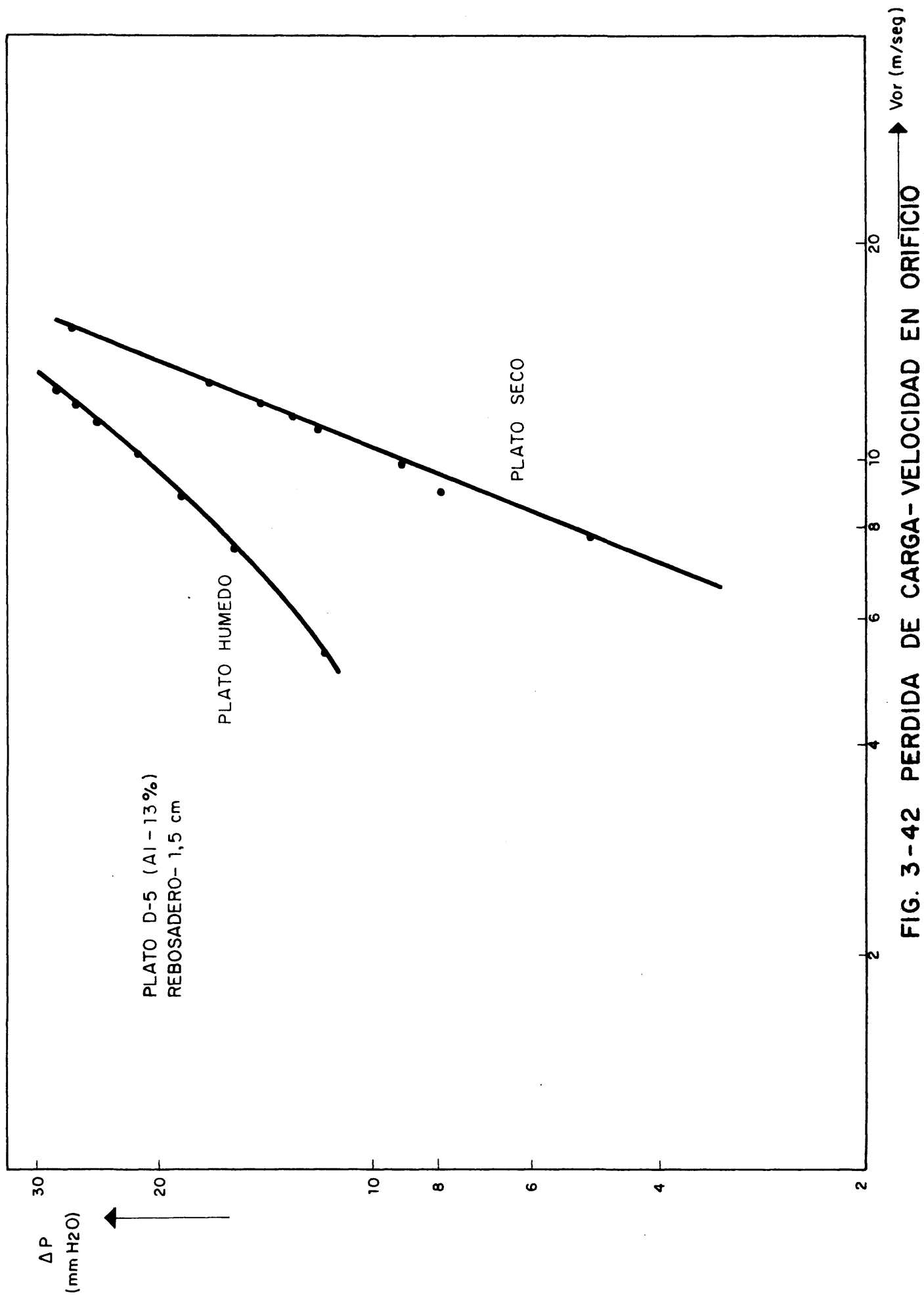


FIG. 3-42 PERDIDA DE CARGA - VELOCIDAD EN ORIFICIO

se correlacionaron mediante dos rectas tal como se representa en la figura mencionada.

Se observa perfectamente que la pérdida de carga debida al líquido sobre el plato es aproximadamente de 1'2 cm de agua.

4. ASPECTOS TEORICOS DEL CAMBIADOR DE CALOR
DE CONTACTO AIRE-PULPA.

4.1. CONCEPTO DEL CAMBIADOR DE CONTACTO AIRE-PULPA.

El cambiador de contacto aire-pulpa, utilizado como recuperador ha de operar del modo siguiente, una vez que la pulpa de mineral haya permanecido un tiempo de residencia en el reactor en condiciones físico-químicas adecuadas para obtenerse una recuperación o ataque deseado, la corriente de pulpa caliente que abandona la instalación en la que se ha efectuado un ataque químico, se enfría en un cambiador de contacto mediante aire que circula en contracorriente.

Este caudal de aire se utiliza en otro cambiador análogo, para calentar en contracorriente también, a la pulpa sin o con reactivos químicos que se alimenta al proceso de lixiviación. El aire enfriado que sale del cambiador es el que se utiliza en el primero de los descritos.

En principio, cualquier sistema mecánico de los utilizados para establecer el contacto entre una fase gas y una fase líquida, puede proponerse para ser empleado en los cambiadores de calor aire-pulpa que se proponen. Ahora bien, la naturaleza de la pulpa en cuanto a suposible acción erosiva o corrosiva, así como los problemas ligados a la sedimentación de sólidos en paradas, limita los sistemas a utilizar, a las columnas de relleno cerámico o metálico engomado y a las columnas de platos perforados. En estas últimas ha de engomarse la superficie de los platos y el interior de la columna. En cuanto a la forma de los vertederos, han de suprimirse las zonas de remanese y las zonas sin orificios, para que de esta forma, en paradas pueda vaciarse totalmente los platos. Los fondos de las columnas tanto de relleno como de platos perforados, han de ser cónicos con este mismo fin. Como ya se ha descrito en apartados anteriores de esta memoria, se ha optado por el cambiador de platos, en el que se puede conseguir en general valores elevados de la eficacia entálpica, superiores al 90%, siendo posible operar con alturas de rebosadero muy pequeñas.

En el cálculo de cambiadores de calor de contacto aire-pulpa, se utiliza el diagrama entalpico del sistema aire-pulpa y la obtención experimental de los coeficientes de transporte, tanto en calor como en materia, para poder establecer las bases del dimensionado del equipo en un caso concreto.

En el estudio del cambiador que nos ocupa, se consideró de interés, como se hace en otras situaciones de los fenómenos de transporte, una etapa de equilibrio. Si se tiene en cuenta el sistema formado por los dos cambiadores de calor, en donde se recircula el aire, la posición de las corrientes extremas en cada uno de ellos, delimitan los valores de las entalpías saturadas, por donde han de pasar las líneas de operación con las que trabaja cada cambiador. La situación de estas líneas puede hacerse variar y se comprende fácilmente que el intervalo de variación de las entalpías del aire en los cambiadores, es que sean tangentes o se corten con las de equilibrio. Para estos casos límites, el tamaño suma de los dos cambiadores exige un número de etapas infinito, de aquí, que deba existir una situación de mínimo entre ambas. Este mínimo no tiene por qué coincidir con un número igual de etapas en cada columna de intercambio, y aunque esta solución puede ser de interés desde un punto de vista mecánico, es necesario realizar un estudio que permita conocer cual es la solución con un número de etapas mínimo y cuánto se separa de la situación con dos cambiadores iguales.

4.2. VARIANTES DE OPERACION EN LA LIXIVIACION DE MINERALES.

Las diferentes variantes de operación en la lixiviación de minerales tienen su origen en los modos diferentes de la puesta en contacto de las diferentes fases y componentes constituyentes de la pulpa del mineral, así como a las condiciones en que se desarrolla el ataque químico. La posibilidad de estudio de la lixiviación a temperaturas diferentes a la atmosférica pone de manifiesto dos necesidades íntimamente relacionadas que son, el aumento de la temperatura de la pulpa lixivante hasta unos niveles óptimos y la recuperación de parte de la energía empleada en dicha calefacción. El desarrollo realizado para la puesta en punto y

funcionamiento de un cambiador de contacto aire-pulpa, utilizado como recuperador sirve para tal fin. Así, la pulpa de mineral a la temperatura ambiente se precalienta en un cambiador de contacto antes de entrar al sistema de lixiviación en donde se aporta el calor necesario para que dicha operación transcurra en condiciones apropiadas. La pulpa a su salida, posee un contenido energético superior que es preciso recuperar en otro cambiador análogo cediendo parte de la energía a una corriente de aire que se enfría en el cambiador apuntado en primer lugar.

De los diagramas de operación de los cambiadores de calor que se proponen para la lixiviación de pulpas de mineral, se puede destacar un matiz que les es propio, y es el recorrido en circuito cerrado de la corriente de aire. Esta situación es común a todas las variantes de lixiviación con agitación mecánica (L.A.M), y coincide el mismo criterio para las variantes de lixiviación con agitación por aire (L.A.A.), si bien cabe señalar la existencia de aportaciones de las cantidades de aire empleadas en la agitación de la pulpa, abandonándose estas corrientes a la salida del cambiador de calefacción. Las cantidades de aire empleadas, en cualquier caso, representan un porcentaje pequeño del total, puesto que así lo requieren las condiciones de mezclado sin arrastre mecánico de la fase densa.

4.2.1. LIXIVIACION CON AGITACION MECANICA.

El ataque químico de una pulpa de mineral es una operación que requiere experimentación previa en cada situación particular, para conocer su cinética y de aquí poder deducir tanto las condiciones de operación como el tiempo de residencia. No obstante y debido a la heterogeneidad de las pulpas, las lixivitaciones suelen realizarse procurando un correcto flujo de mezcla durante un período de tiempo que no es pequeño y que en general será superior al empleado en la recuperación de la energía asociada a la pulpa lixiviada. Esta situación descarta la posibilidad de un ataque químico íntegro en las etapas de intercambio de calor, necesitándose por tanto de un reactor en flujo de mezcla.

De las diferentes posibilidades de diseño de dicho reactor, tal vez la más convencional por su mayor frecuencia de utilización, la constituyen los tanques agitados mecánicamente. Las variantes diferentes de lixiviación (L.A.M.) que se proponen a continuación incluyen esta modalidad de diseño y obviamente, sus diferencias han de encontrarse, en los modos alternativos de circulación de las fases entre los intercambiadores de calor.

4.2.1.a. L.A.M. Dos columnas.

Esta variante presenta un diagrama de flujo sencillo con un solo ciclo cerrado de circulación del aire e integrado por dos cambiadores de contacto directo para calefacción y enfriamiento de la pulpa y una bomba para impulsar el aire.

En la Fig.4-1, se presenta un diagrama de flujo de esta variante de lixiviación, en la que ha de resaltarse que las temperaturas de entrada y salida al tanque agitado son diferentes. Esta circunstancia puede ser debida bien a una exotermicidad en las reacciones químicas involucradas, bien a que se aporte energía desde el exterior; en todo caso y debido al flujo de mezcla en el reactor, la temperatura de la lixiviación es la de salida de la pulpa.

4.2.1.b. L.A.M. Dos columnas y una circulación en paralelo de aire intermedia.

Esta variante presenta un diagrama de flujo con ciclo cerrado de la fase gas e integrado por un circuito bifurcado. Así se pueden distinguir en cada cambiador dos zonas que trabajan con velocidades volumétricas de aire diferentes.

Bajo el punto de vista de recuperación energética, la bifurcación de la corriente de aire no presenta una pérdida de la eficacia puesto que se reincorpora en un punto de igual entalpia. Esta situación debe interpretarse en el sentido de un acercamiento de las condiciones de operación a la evolución de las de equilibrio o también se puede considerar formalmente circunstancias de evaporaciones y condensaciones de interés de la pulpa en cada uno

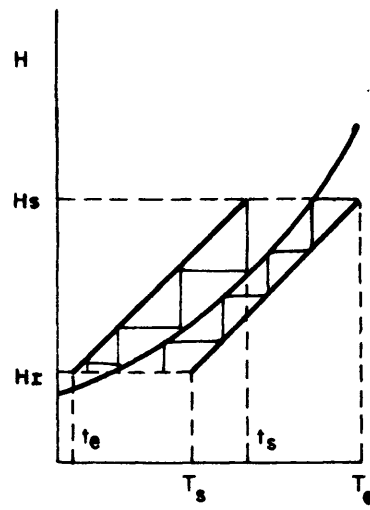
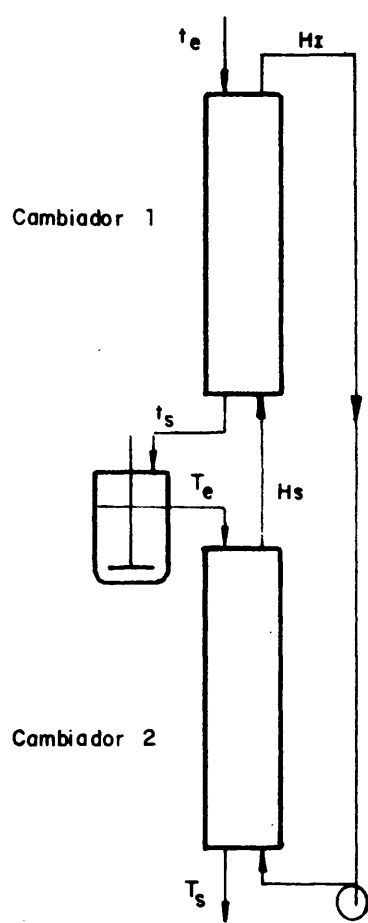


Fig. 4-1

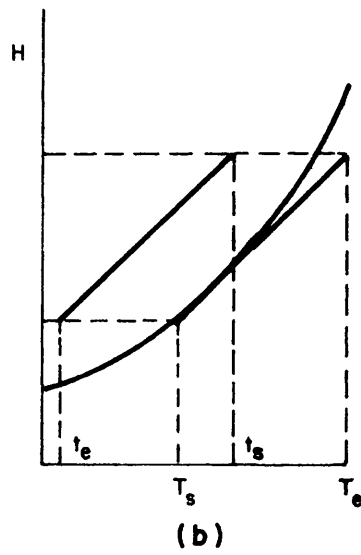
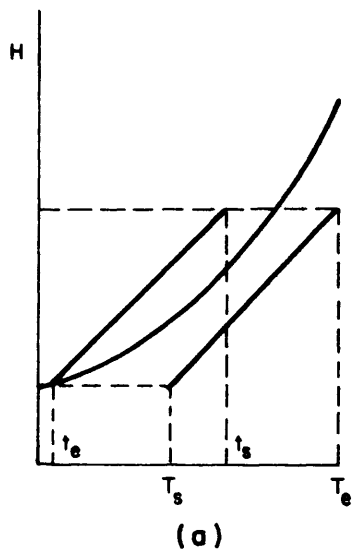


Fig. 4-2

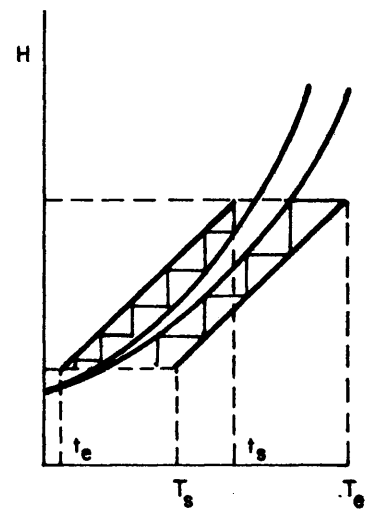


Fig. 4-3

de los cambiadores de contacto. En la Fig.4-4, se presenta el diagrama de flujo correspondiente.

4.2.1.c. L.A.M. Dos columnas y circulaciones en paralelo de aire infinitas.

Esta variante constituye una situación límite ideal, no de funcionamiento, ya por la complejidad en el manejo, ya por la dificultad en el diseño de los cambiadores de contacto heterogéneos. Esta variante se presenta como una evolución ideal de las condiciones energéticas del cambiador acorde con las situaciones de equilibrio del sistema y por tanto independiente de las variables que lo determinan. En la Fig.4-5, se presenta un diagrama de flujo simplificado de esta variante de operación.

4.2.2. LIXIVIACION CON AGITACION POR AIRE (L.A.A.).

La forma de poner en contacto las fases para su ataque químico en hidrometalurgia es diverso, y la agitación por aire constituye una modalidad de interés en la lixiviación, denominándose en este caso al reactor con el nombre de "pachuca". Una diferencia que introduce la agitación por aire es el empleo de una cantidad supletoria de fase gas, que al estar en contacto con la pulpa, abandona el reactor en condiciones de equilibrio termodinámico con la pulpa atacada poniéndose en juego una cantidad de energía susceptible de recuperación para no disminuir su rendimiento energético frente a las de lixiviación agitada mecánicamente. Las posibilidades en la selección de las formas de recuperación de la energía asociada a la corriente de aire empleada en la agitación, constituyen las variantes de operación que se describen a continuación.

4.2.2.a. L.A.A. Dos columnas con alimentación de aire de agitación en condiciones ideales.

El diagrama de flujo para esta variante se recoge en la Fig.4-6. En esta situación los contenidos energéticos de las corrientes de aire que abandonan el reactor y el cambiador de enfriamiento son diferentes, siendo los contenidos energéticos de la segunda inferior a la de la primera línea. Por ello, la corriente

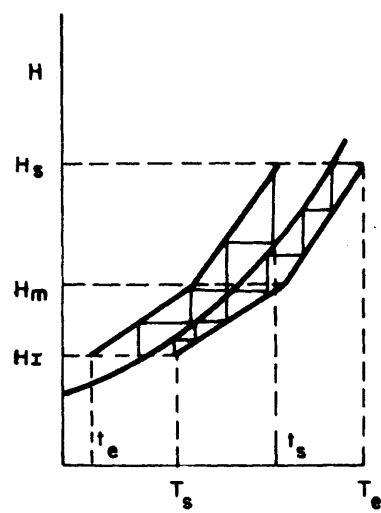
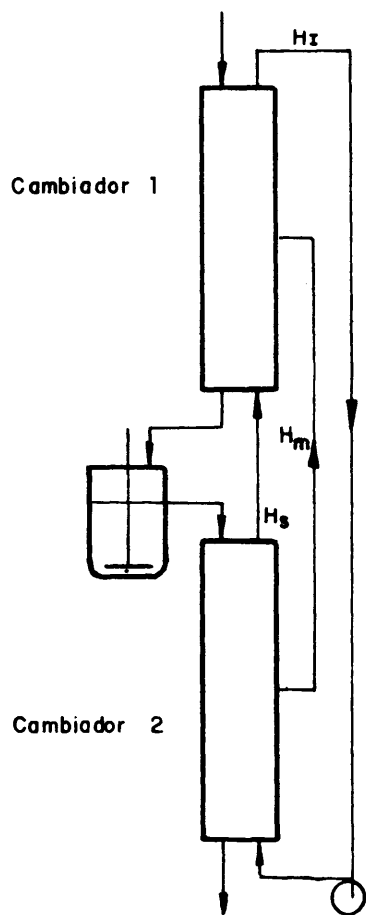


Fig. 4-4

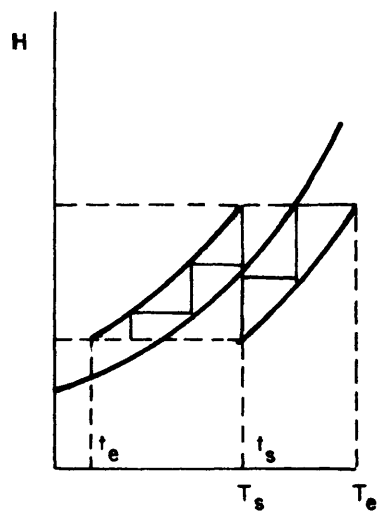
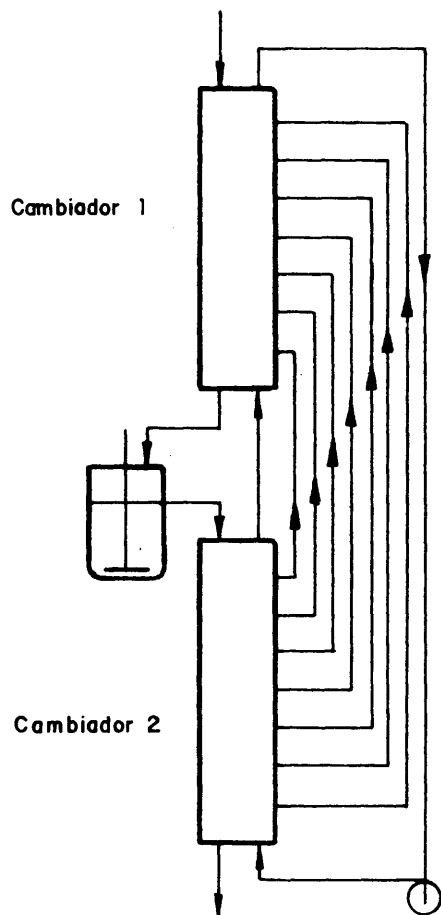


Fig. 4-5

Cambiador 1

Cambiador 2

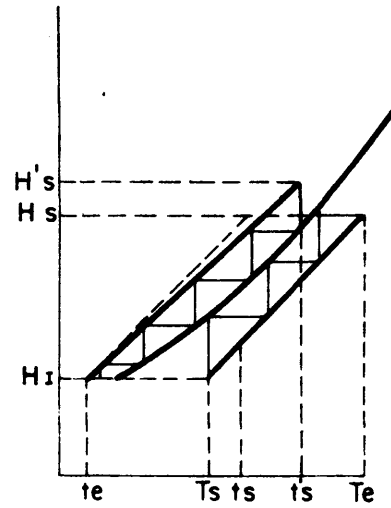
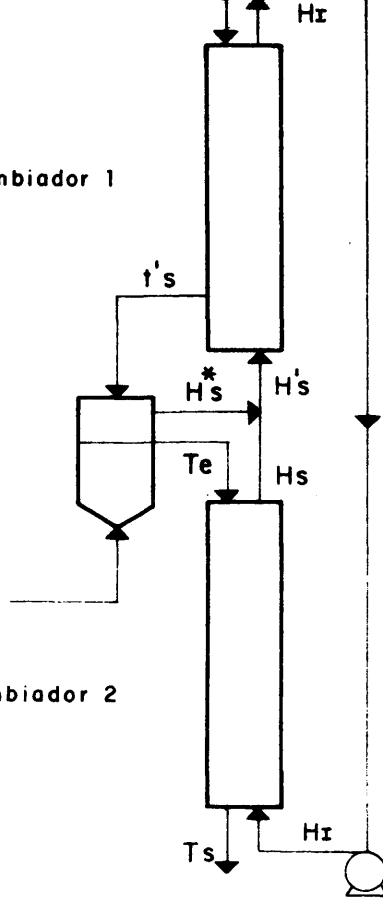


Fig. 4-7

Cambiador 1

Cambiador 2

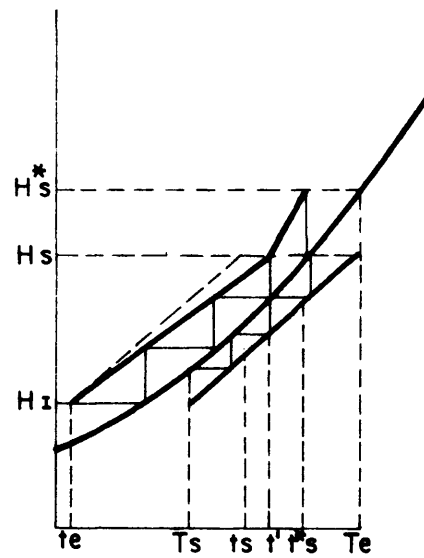
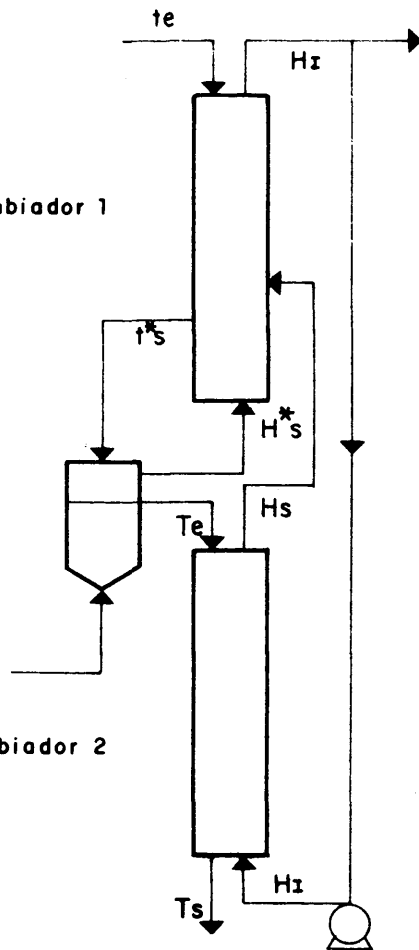


Fig. 4-6

te de aire que sale del "pachuca" se envía a recuperación, cambiador uno, y la que sale del cambiador dos se incorpora a la columna de calefacción en un punto adecuado para que no se produzcan pérdidas de energía. Es evidente que en estas circunstancias, la columna primera presenta dos zonas diferentes de flujo, una inferior de contacto pulpa-aire procedente del "pachuca", consiguiendo que la temperatura de salida de la pulpa sea superior, y una superior, más amplia, o de contacto pulpa-aire de recirculación y aire de "pachuca". A la salida de esta columna, se aparta del circuito gas una parte igual a la empleada en la agitación, por lo que la columna segunda opera en condiciones análogas a la variante de agitación mecánica con dos columnas.

4.2.2.b. L.A.A. Dos columnas con alimentación de aire de agitación con efecto de mezcla.

La diferencia fundamental de esta variante con la anterior, se basa en que las corrientes de aire procedentes del reactor tipo "pachuca" y de la columna de enfriamiento, ambas de contenidos energéticos diferentes, se mezclan antes de entrar a la columna de calefacción, Fig.4-7, en donde aparece el diagrama de flujo. Las condiciones de funcionamiento de ambos cambiadores son diferentes, pues mientras el segundo trabaja tan solo con la cantidad de aire de recirculación, al primero se le suma la procedente del "pachuca".

La corriente de pulpa que se cruza con la de aire en el cambiador, tendrá por tanto un valor de la temperatura superior a las variantes de lixiviación con agitación mecánica. A la salida de la columna de calefacción, se recupera una cantidad de aire igual a la empleada en el reactor "pachuca".

4.2.3. MODIFICACION DEL DIAGRAMA DE EQUILIBRIO CON PRODUCTOS DISUELTOS EN LA LIXIVIACION.

Un aspecto a considerar en las operaciones de lixiviación de pulpas de minerales, lo constituye la posible modificación de propiedades debido a la aparición de los productos de reacción.

Si se considera el conjunto reactor-sistema de recuperación de energía, en cualquiera de las variantes que se han descrito, fácilmente se puede concluir que las condiciones de equilibrio antes y después de la lixiviación se pueden ver alteradas.

Esta situación puede alterar en ciertas situaciones, debido a las características físico-químicas y a la cantidad de las sales solubilizadas, las situaciones de equilibrio pulpa-aire, de forma que se tengan valores coincidentes de las presiones de vapor de agua en puntos de cada cambiador de calor con temperaturas diferentes.

El problema queda por tanto centrado en el estudio de las alteraciones que se puedan presentar sobre las condiciones de equilibrio, no obstante, un análisis comparativo de situaciones aconseja la superposición de los datos de equilibrio a los de operación de una variante de operación, pudiendo de este modo resaltar los aspectos de interés que lleva consigo el considerar la presencia de sales disueltas.

4.3. METODO DE CALCULO EN LAS DIFERENTES VARIANTES DE OPERACION.

Una vez que se han definido cada uno de los diagramas de flujo correspondientes a las diferentes variantes del cambiador de calor de contacto aire pulpa, es de interés establecer la interrelación entre la temperatura que alcanza una pulpa de mineral y el contenido energético de una corriente de aire, en el supuesto que ambas fases estén en equilibrio, para un valor cualquiera de la presión total. La relación matemática que define el equilibrio, se establece de la forma siguiente.

Los valores de la presión de saturación del agua para cada temperatura, sigue el modelo matemático de la ecuación de Classius-Clapeyron,

$$p^* = \exp \left[b_1 - \frac{b_2}{T + 273} \right] \quad (4-1)$$

b_1 y b_2 , son dos constantes que se han estimado, mediante un programa de regresión matemática no lineal, a partir de valores de p^* y T , para el entorno comprendido de esta última variable de 0°C a 200°C . Los valores de las constantes se dan en la Tabla 4-1. La razón en peso entre la cantidad de vapor de agua por unidad de aire, en equilibrio con la pulpa a una temperatura T , se establece del modo siguiente:

$$Y = \frac{P_M (A)}{P_M (I)} \frac{P^*}{P_T - P^*} \quad (4-2)$$

Las condiciones de equilibrio energético entre la corriente de gas (aire más vapor de agua) y otra corriente de pulpa se expresan por medio de la ecuación siguiente:

$$H = (C_a + C_g) T + \lambda Y \quad (4-3)$$

Es evidente que la relación de equilibrio $H = H(T)$, se obtendrá sustituyendo las ecuaciones (4-1) y (4-2) en la (4-3).

TABLA 4-1

$\Delta T (^\circ\text{C})$		b_1	b_2
0	- 45	14,2259	5262,93
45	- 95	13,6817	5052,13
95	- 145	13,0986	4871,08
145	- 190	12,7558	4725,80

Las condiciones de operación, se obtendrán planteando los oportunos balances de energía en cada uno de los cambiadores de contacto:

Cambiador 1:

$$V (\Delta H) = L C_{p1} \Delta t \quad (4-4)$$

Cambiador 2:

$$V (\Delta h) = L C_{p2} \Delta T \quad (4-5)$$

Las pendientes de las rectas de operación con las que trabaja cada cambiador, se deducen a partir de las ecuaciones (4-4) y (4-5).

Cambiador 1:

$$\frac{L C_{p1}}{V} = \frac{\Delta H}{\Delta t} \quad (4-6)$$

Cambiador 2:

$$\frac{L C_{p2}}{V} = \frac{\Delta h}{\Delta T} \quad (4-7)$$

En ambos cambiadores, se puede suponer que las pendientes de las rectas de operación permanecen constantes, puesto que se trabaja recirculando la misma velocidad másica de aire, L permanece constante, los calores específicos son función de la temperatura, pero las variaciones de (Δt) y (ΔT) son pequeñas, por lo que se puede, o bien considerar constante dicha variable, o en el caso de que exista fluctuación obtener su valor promediado. En el caso de que la evaporación o la condensación de agua en los cambiadores sea elevada, la velocidad másica de pulpa L , se modificará a lo largo de cada cambiador, la pendiente definida por las ecuaciones (4-6) y (4-7) no permanecerá constante, es decir, se define para esta situación una línea quebrada o una curva de operación, según se planteen balances de energía por zonas en donde L se promedia o se planteen un balance de energía puntual.

El rendimiento de recuperación de energía se define entre la que se recupera en el cambiador dos, frente a la que se pe

ne en juego en cada situación. Su definición es la siguiente:

$$\eta = \frac{(L C_{p2}) \cdot \Delta T}{(L C_p) (T_e - t_e)} \quad (4-8)$$

Si las variables agrupadas entre paréntesis, permanecen constantes por las circunstancias apuntadas anteriormente y recordando que ΔT para el cambiador dos es $(T_e - T_s)$, la ecuación (4-8) se reduce a la siguiente:

$$\eta = \frac{T_e - T_s}{T_e - t_e} \quad (4-9)$$

El cálculo del número de las etapas de equilibrio de intercambio de calor, se obtiene sumando las que se necesitan en calefacción y enfriamiento. Se contabilizan las etapas empleando el método de McCabe-Thiele, trazando los escalones entre la función de equilibrio y cada una de las rectas de operación.

4.3.1. Cálculo en lixiviación con agitación mecánica. Dos columnas.

En esta variante de operación, la pulpa de mineral a la temperatura t_e , entra en el cambiador de calor uno, en donde aumenta su nivel energético hasta t_s , a costa del calor que cede la corriente de aire, que abandona la columna con un contenido energético H_1 . La pulpa se lixivía a la temperatura T_e y se envía al cambiador dos en donde calienta a la corriente de aire desde el nivel H_1 hasta H_s , abandonando la operación a la temperatura T_s . El circuito de la corriente de aire es único y cerrado.

Las variables a determinar una vez fijados la presión y el rendimiento de la operación son:

1. Temperatura de salida de la pulpa del cambiador dos:

$$T_s = T_e - \gamma (T_e - t_e) \quad (4-10)$$

2. Temperatura de salida de la pulpa del cambiador uno:

$$t_s = t_e + (1 - \gamma) (T_e - t_e) \quad (4-11)$$

3. Los valores de las pendientes de las rectas de operación en cada cambiador son iguales ya que de las ecuaciones anteriores se puede fácilmente deducir que

$\Delta T = \Delta t$. De otra parte y debido a que se trabaja con una única función de equilibrio, tal como se puede apreciar en el diagrama de flujo, $\Delta H = \Delta h$. La pendiente de la recta de operación queda definida

$$R = \frac{H_s - H_i}{T_e - T_s} = \frac{H_s - H_i}{t_s - t_e} \quad (4-12)$$

En esta ecuación, los valores de las entalpías de la corriente gas, se obtienen como valores de equilibrio, promediando valores entre las temperaturas T_e y T_s para H_s y entre t_s y t_e para H_i .

4. El número de etapas de cada columna se calcula a partir de la curva de equilibrio y las rectas de operación definidas por los polos (H_i, T_s) y (H_s, T_e) en enfriamiento y (H_s, t_s) y (H_i, t_e) en calefacción. El número de etapas de equilibrio total se obtiene sumando el número entero de las etapas obtenidas en cada cambiador.

En la Fig.4-8 se han representado los escalones correspondientes al número de etapas para una presión de 1 kg/cm^2 y un rendimiento de recuperación del 50%.

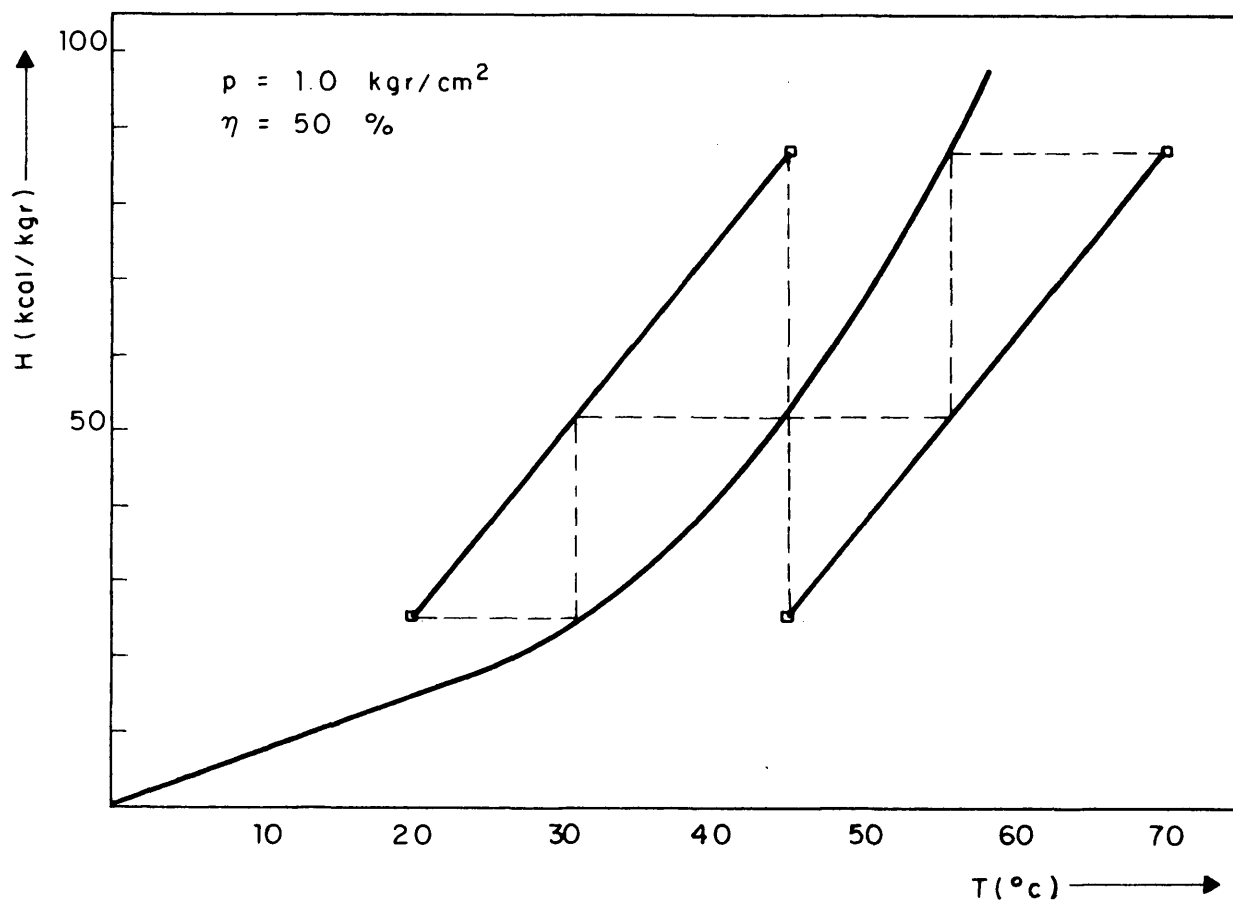


FIG. 4-8. L.A.M. DOS COLUMNAS

4.3.2. Cálculo en la lixiviación con agitación mecánica. Dos columnas y una circulación en paralelo de aire intermedia.

En esta variante de operación, la pulpa de mineral a la temperatura t_e , entra al cambiador uno fluyendo en contracorriente con aire cuya velocidad másica será diferente según la zona del cambiador. La pulpa de mineral entra a lixiviación a la temperatura t_s y sale con un valor T_e , enfriándose hasta T_s en el cambiador dos. El circuito de aire es doble y cerrado, parte de la corriente se desvía en la columna de enfriamiento con un contenido energético H_m , incorporándose a la columna de calefacción en condiciones ideales, es decir, sin pérdida de la eficacia entálpica. La variación de la energía en cada cambiador es idéntica e igual a $H_s - H_i$, siendo H_m un valor intermedio.

Es evidente, que una situación análoga sobre el diagrama cartesiano (H , T), se tendría en el caso de que se tuvieran evaporaciones y condensaciones de interés en la pulpa.

La no constancia de los valores de las pendientes se podría abordar bajo el punto de estimación de las etapas, trabajando por una línea quebrada de operación constituida por dos tramos.

Las variables a determinar una vez fijados la presión y el rendimiento de la operación son:

1. La temperatura de salida de la pulpa del cambiador dos, se calcula por medio de la ecuación 4-10.
2. La temperatura de salida de la pulpa del cambiador uno, se calcula por medio de la ecuación 4-11.
3. Los valores de las pendientes de las rectas de operación, que son dos por cada cambiador, son coincidentes para calefacción y enfriamiento por las razones expuestas en el punto 3 de la anterior variante.

Si se toma como referencia el cambiador de calor uno, las dos pendientes de la rectas de operación son:

Zona superior del cambiador:

$$R_1 = \frac{H_m - H_i}{t_m - t_e} \quad (4-13)$$

Zona inferior del cambiador:

$$R_2 = \frac{H_s - H_m}{t_s - t_m} \quad (4-14)$$

De las ecuaciones (4-13) y (4-14), facilmente se puede deducir para el cambiador dos o de enfriamiento que:

$$(t_m - t_e) = (T_m - T_s) \text{ y } (t_s - t_m) = (T_e - T_m)$$

Los valores de las entalpias H_i y H_s se obtienen de igual modo al descrito en el punto tres de la variante anterior.

Los valores de las pendientes R_1 y R_2 se corresponden con las pendientes a la curva de equilibrio para las ordenadas H_i y H_s respectivamente.

El cálculo de temperatura de la pulpa en donde se incorpora la corriente de aire en la columna de calefacción, se hace empleando la ecuación siguiente:

$$t_m = \frac{(R_2 t_s - R_1 t_e) - (H_s - H_i)}{R_2 - R_1} \quad (4-15)$$

La temperatura de la pulpa en donde se bifurca la corriente de aire en el cambiador de enfriamiento se calcula por medio de la expresión siguiente:

$$T_m = \frac{(R_2 T_e - R_1 T_s) - (H_s - H_i)}{R_2 - R_1} \quad (4-16)$$

El ~~valor~~ valor de la ~~entalpia~~ entalpía de la corriente bifurcada se obtiene como punto de corte de las rectas que definen analíticamente las de operación.

4. El número de etapas de cada columna se calcula a partir de las rectas de operación definidas por los polos (H_i, t_e) , (H_m, t_m) y (H_s, t_s) en calefacción y los polos (H_s, T_e) , (H_m, T_m) y (H_i, T_s) en enfriamiento. El número de etapas de cada zona se obtiene sumando las obtenidas en cada tramo del cambiador y las de equilibrio total se obtienen por adición de los números enteros de las etapas de cada zona del cambiador.

En la Fig.4-9 se representan los escalones correspondientes al número de etapas para una presión de trabajo de 0.8 kg/cm^2 y un rendimiento de recuperación del 50%.

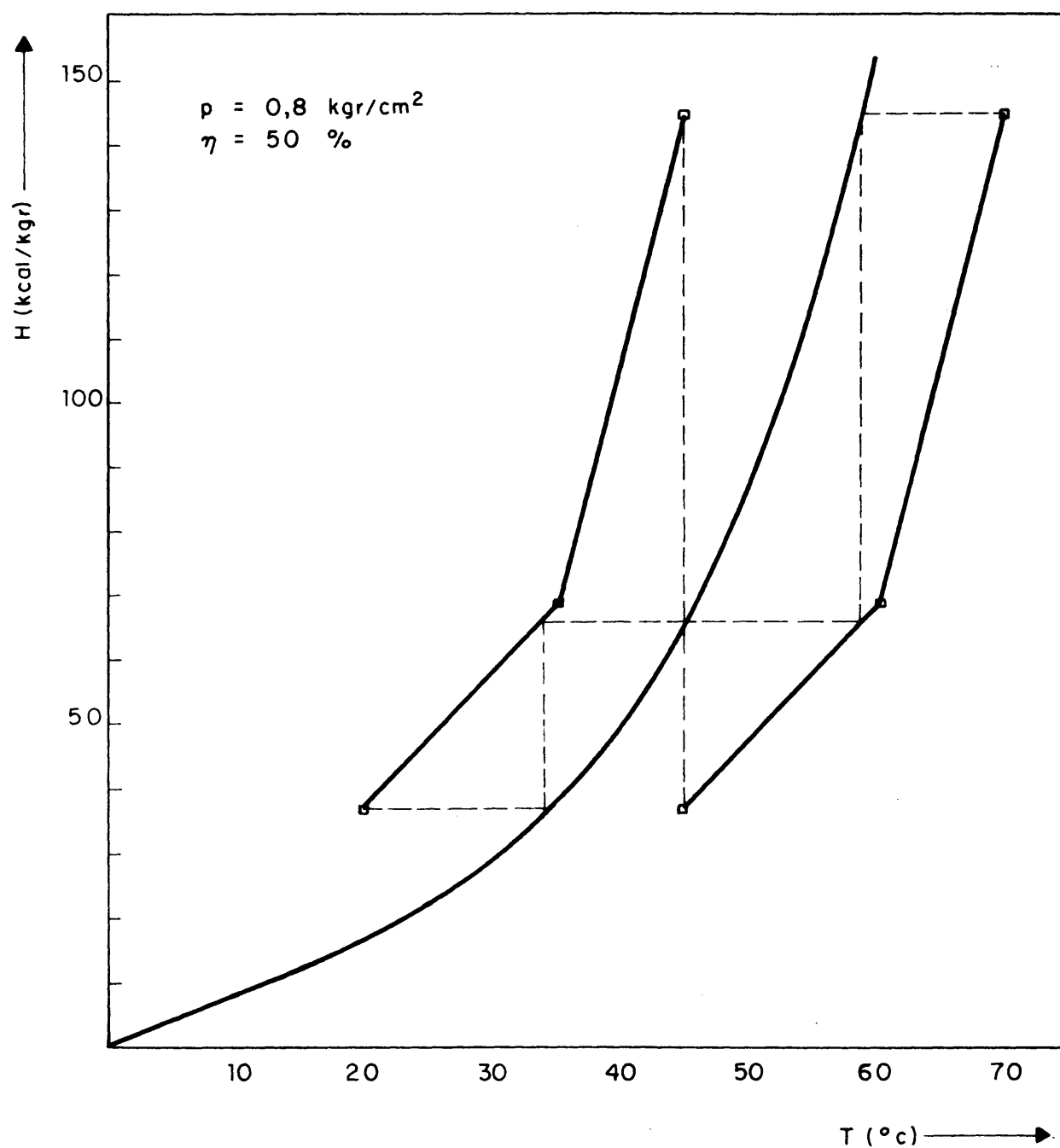


FIG.4-9. L.A.M. DOS COLUMNAS Y UNA CIRCULACION EN PARALELO DE AIRE INTERMEDIA.

4.3.3. Cálculos en la lixiviación con agitación mecánica. Dos columnas con circulaciones en paralelo de aire infinitas.

En esta variante de operación ideal, se tiene una línea de operación que se obtendrá desplazando un cierto valor la curva de equilibrio dentro del entorno (H_S, H_1). Esto es así, debido al cambio continuo del flujo másico de la fase gas. De otra parte, se debe destacar que esta situación se corresponde con la de menor número de etapas de intercambio de calor, puesto que ambas líneas, la de equilibrio y la de operación, son semejantes.

Para esta situación se deduce fácilmente cual es el número de las etapas para cada cambiador siguiendo la construcción cartesiana de la Fig.4-5.

$$n_c = \frac{2(t_s - t_e)}{T_s - t_e} \quad (4-17)$$

$$n_e = \frac{2(T_e - T_s)}{T_e - t_s} \quad (4-18)$$

Combinando la ecuación de definición del rendimiento en ambas ecuaciones y agrupando términos se llega a:

$$n_c = n_e = \frac{2 \eta}{1 - \eta} \quad (4-19)$$

el número de etapas totales será por tanto:

$$n_t = \frac{4 \eta}{1 - \eta} \quad (4-20)$$

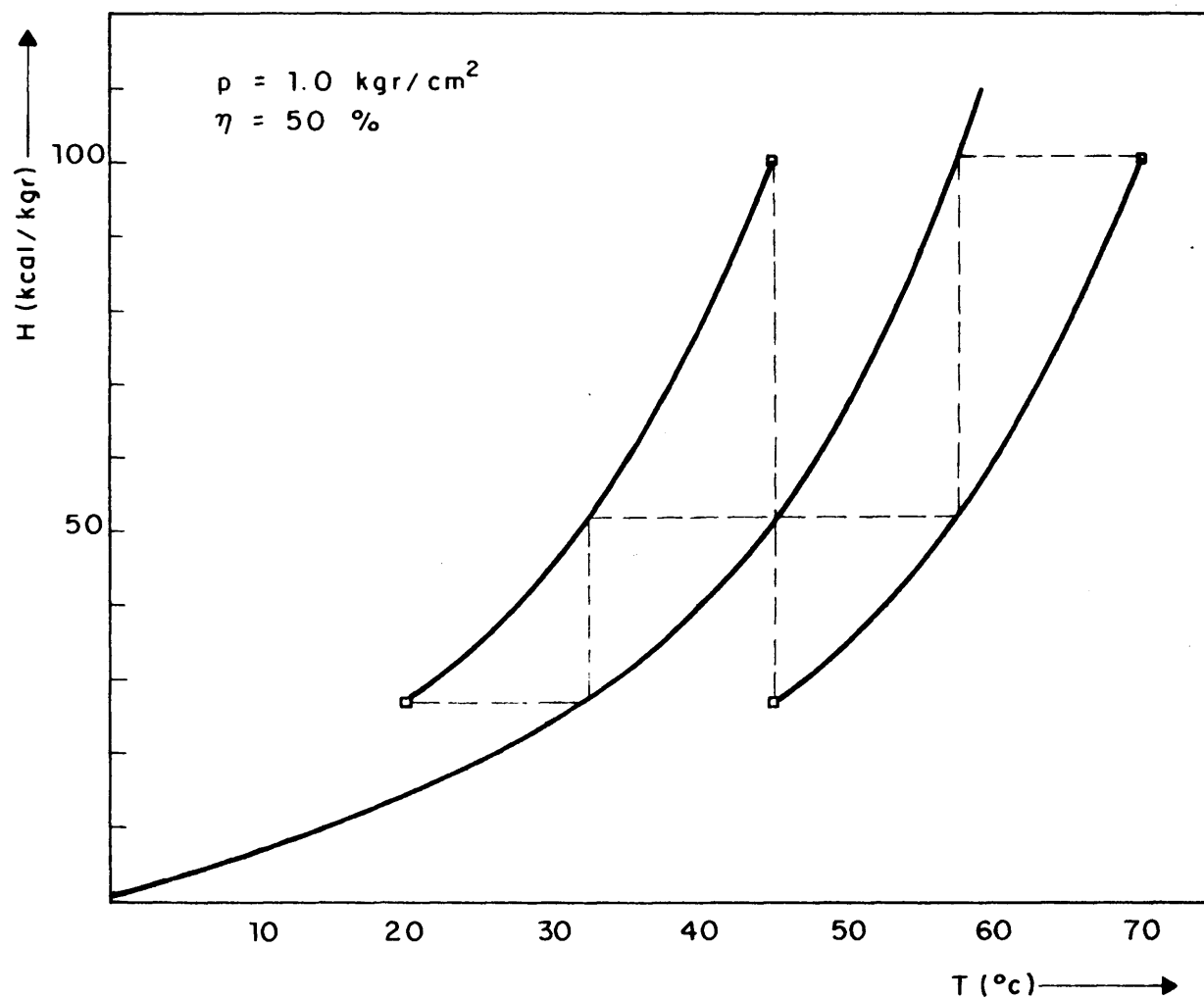


FIG. 4-10. L.A.M. DOS COLUMNAS CON CIRCULACIONES EN PARALELO DE AIRE INFINITAS.

La Fig.4-10 recoge el número de etapas para una presión de 1 kg/cm^2 y un rendimiento de recuperación del 50%.

4.3.4. Cálculo en la lixiviación con agitación por aire. Dos columnas con alimentación de aire de agitación en condiciones ideales.

En esta variante de operación, la pulpa de mineral, a la temperatura (t_e), entra al cambiador uno, fluyendo en contracorriente con aire, cuya velocidad másica será diferente; en la zona caliente del cambiador sólo se hace burbujear el aire que se ha empleado para la agitación, en el resto de la columna se trabaja con el aire de recirculación más el de agitación. La temperatura de entrada de la pulpa al reactor tipo "pachuca" es (t_g), superior a la (t_g) de las variantes anteriores. La pulpa atacada entra en el cambiador dos a T_e , enfriándose hasta T_g ; en esta columna sólo se utiliza el aire de recirculación y su contenido energético varía de (H_g) a (H_i). La corriente de aire que abandona la columna de enfriamiento se incorpora a la de calefacción en un punto tal que no se produzca pérdida de energía por mezcla. El contenido energético del aire en esta última columna varía de (H_g) a (H_i); justamente a la salida, se envía fuera del circuito una cantidad de aire igual a la utilizada para la agitación de la pulpa en el reactor.

Las variables a determinar, una vez fijados la presión y el rendimiento de la operación son:

1. La temperatura de salida de la pulpa del cambiador dos, se calcula empleando la ecuación (4-10).
2. La temperatura de salida de la pulpa del cambiador uno, se calcula realizando los balances de energía parcial al cambiador de calefacción.

Zona superior: la fase gas está constituida por el aire de recirculación y el aire de agitación.

$$V(1 + v) (H_s - H_i) = L C_p (t' - t_e) \quad (4-21)$$

siendo (t') la temperatura de la pulpa en equilibrio con el aire cuyo contenido energético es (H_s); este valor es superior a (t_s).

Zona inferior: la fase gas está constituida por el aire empleado en la agitación.

$$V(v) (H_s' - H_s) = L C_{p_1} (t_s' - t') \quad (4-22)$$

En esta ecuación, (H_s') es el valor de la energía de la fase gas en equilibrio con la pulpa a la temperatura (T_e).

3. Los valores de las pendientes de las rectas de operación para cada columna son:

Columna de calefacción.- Debido a la variación de la velocidad másica de la fase gas, se tienen dos rectas de operación y por tanto dos pendientes.

Zona superior del cambiador: aire de agitación más aire de recirculación.

$$R_1 = \frac{H_s - H_i}{t' - t_e} \quad (4-23)$$

Zona inferior del cambiador: sólo aire de agitación.

$$R_2 = \frac{H_s' - H_s}{t_s' - t'} \quad (4-24)$$

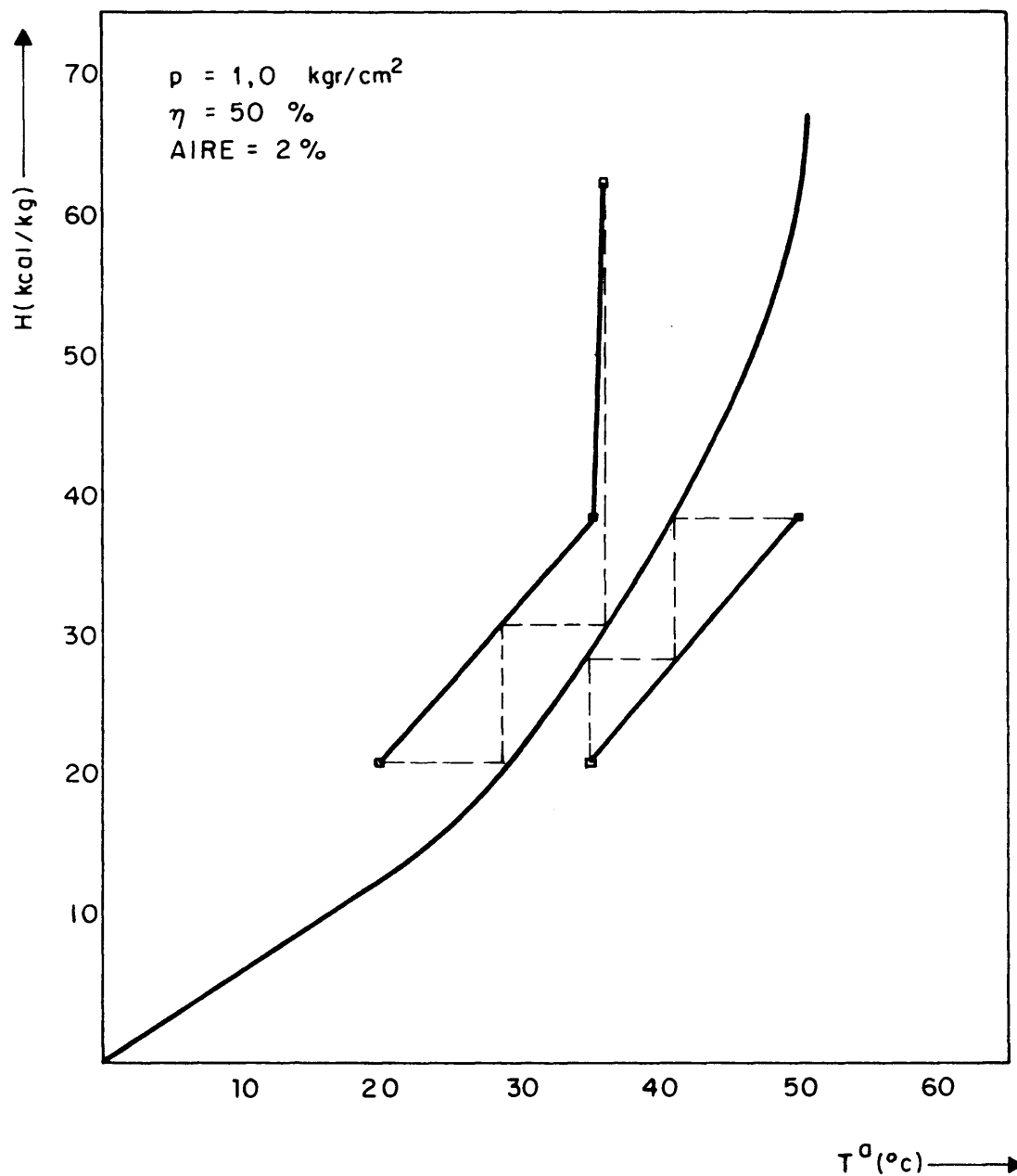


FIG. 4-11. L.A.A. DOS COLUMNAS CON ALIMENTACION DE AIRE DE AGITACION EN CONDICIONES IDEALES.

Columna de enfriamiento.- Sólo se emplea aire de recirculación; la pendiente es por tanto,

$$R_E = \frac{H_S - H_i}{T_e - T_S} \quad (4-25)$$

4. El número de etapas de cada columna se calcula a partir de la curva de equilibrio y las rectas de operación definidas por los polos (H_i, t_s) , (H_s, t') y (H_i, t_e) en calefacción y los polos (H_s, T_e) y (H_i, T_s) en enfriamiento.

El número de las etapas en la primera columna, se obtiene sumando las obtenidas en cada zona, y las de equilibrio total se obtienen sumando los números enteros de las calculadas en cada columna de intercambio de energía.

En la Fig.4-11 se representa el número de etapas para una presión de trabajo de 1 kg/cm^2 , rendimiento del 50% y un 2% respecto al total del aire de agitación.

4.3.5. Cálculos en la lixiviación con agitación por aire. Dos columnas con alimentación de aire de agitación con efecto de mezcla.

En esta variante de operación, la pulpa de mineral entra al cambiador uno a la temperatura (t_e) , fluyendo en contracorriente con una fase gas constituida por el aire de recirculación y el aire de agitación, saliendo del cambiador a una temperatura (t'_s) . La pulpa de mineral se ataca en un reactor tipo "pachuca" agitado por aire, sale caliente a la temperatura (T_e) y se enfría en el cambiador dos hasta (T_s) ; este cambiador sólo burbujea el

aire de recirculación y por tanto su contenido energético fluctúa desde (H_1) hasta (H_2) . La corriente de aire que sale del cambiador se une a la del aire de agitación del reactor, su contenido energético aumenta hasta un valor (H_2') , enfriándose en el cambiador uno hasta (H_1) , eliminándose una cantidad de aire igual a la empleada para la agitación.

Las variables a determinar una vez fijados la presión y el rendimiento de la operación son:

1. La temperatura de salida de la pulpa del cambiador dos, se calcula empleando la ecuación 4-10.
2. La temperatura de salida de la pulpa del cambiador uno, se calcula realizando un balance de energía al cambiador.

$$V(1 + v) (H_2' - H_1) = L C_{p1} (t_2' - t_e) \quad (4-26)$$

en la que (H_2') se calcula del modo siguiente:

$$H_2' = \frac{V \cdot v \ H_2^* + V H_2}{V (1 + v)} \quad (4-27)$$

siendo H_2^* la entalpía de la fase gas en equilibrio con la pulpa a la temperatura (T_e) .

3. Los valores de las pendientes de las rectas de operación de cada cambiador son diferentes ya que también lo son las cantidades de gas que circulan por cada uno.

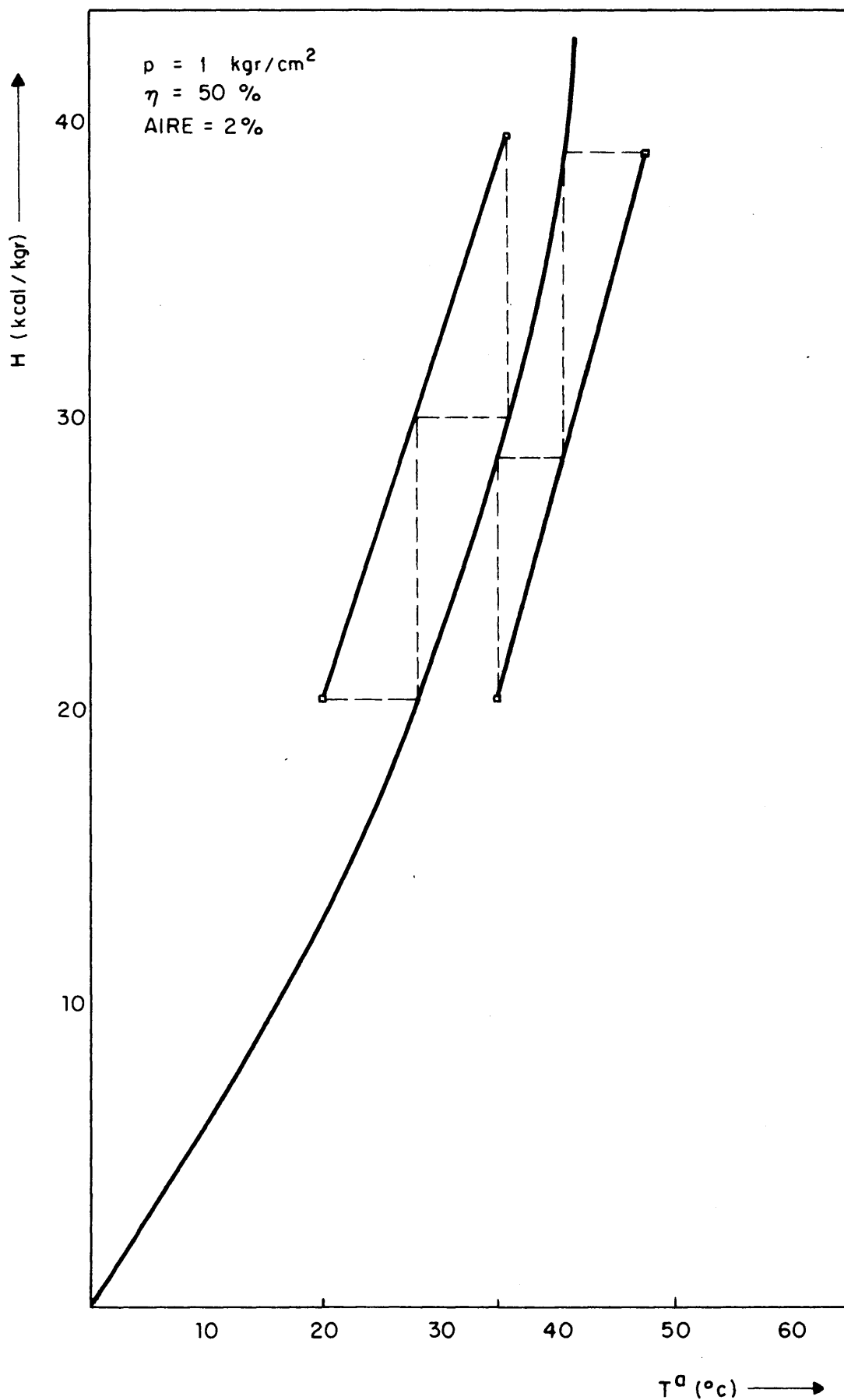


FIG. 4-12. L.A.A. DOS COLUMNAS CON ALIMENTACION DE AIRE DE AGITACION CON EFECTO DE MEZCLA.

La pendiente de la recta de operación de la columna de calefacción es:

$$R_o = \frac{H'_s - H_i}{t'_s - t_e} \quad (4-28)$$

La pendiente de la recta de operación de la columna de enfriamiento queda definida por:

$$R_e = \frac{H_s - H_i}{T_e - T_s} \quad (4-29)$$

4. El número de las etapas de cada columna se calcula a partir de los datos de equilibrio y las rectas de operación de cada equipo, definidas por los polos (H'_s, t'_s) y (H_i, t_e) en calefacción y los polos (H_s, T_e) y (H_i, T_s) en enfriamiento. El número de las etapas de equilibrio total se obtiene sumando los números enteros de las estimadas en cada columna de intercambio de energía.

La Fig.4-12 representa el número de etapas para una presión de trabajo de 1 kg/cm², un rendimiento del 50% y un 2% respecto al total del aire de agitación.

4.3.6. Cálculos en las operaciones de lixiviación. Modificación del diagrama de equilibrio debido a los productos disueltos.

Esta variante de operación a considerar, se ha estudiado tomando como base el diagrama de flujo de la lixiviación con agitación mecánica empleando dos columnas de intercambio de calor.

Esta situación es de interés cuando los productos de la lixiviación debido a su naturaleza química y/o concentración, hace que las condiciones de equilibrio en cada columna sean diferentes ya que la composición de la fase pulpa también lo es.

Las condiciones de equilibrio para el cambiador de calor uno o de calefacción, quedan definidas por las ecuaciones (4-1), (4-2) y (4-3). En el cambiador dos, debido a la presencia de sales procedentes de la lixiviación, dará lugar a que se tengan presiones de vapor de agua iguales para valores diferentes de la pulpa, por tanto la ecuación (4-1) de equilibrio se modificará en el sentido:

$$p^* = \exp \left[b_1 - \frac{b_2}{T + \Delta T + 273} \right] \quad (4-30)$$

siendo ΔT la variación de temperatura apuntada anteriormente.

Las condiciones de equilibrio para el cambiador de contacto en enfriamiento, quedan definidas por las ecuaciones (4-30), (4-2) y (4-3), siendo, tanto la función como los valores resultantes, diferentes a los utilizados en el cambiador de calefacción de la pulpa.

El diagrama de flujo que se ha utilizado para realizar los cálculos de de la operación, es el mismo que el utilizado para la variante de lixiviación con agitación mecánica utilizando dos columnas; la fluctuación de las variables, temperaturas y entalpías, son idénticas. Las variables que hay que calcular una vez fijados la presión y el rendimiento de la operación son:

1. La temperatura de salida de la pulpa del cambiador dos, se calcula por medio de la ecuación 4-10.
2. La temperatura de salida de la pulpa del cambiador uno, se calcula por medio de la ecuación 4-11.

3. Las pendientes de las rectas de operación son iguales puesto que sus líneas son paralelas, su valor queda de finido.

$$R = \frac{H_s - H_i}{T_e - T_s} = \frac{H_s - H_i'}{t_s - t_e} \quad (4-31)$$

En esta ecuación, los valores de las entalpías del gas, se obtienen como valores de equilibrio promediando entre las temperaturas T_e y t_s para H_s , empleando las ecuaciones (4-1), (4-2) y (4-3) puesto que en el primer cambiador no ejercen acción las sales disueltas en la pulpa; y el valor de (H_i') se obtiene promediando valores de equilibrio entre las temperaturas $(T_s$ y $t_e)$ empleando las ecuaciones de equilibrio (4-30), (4-2) y (4-3), que tienen en cuenta la presencia de sales disueltas en el segundo cambiador.

4. El número de las etapas en la columna de calefacción se obtiene a partir de su función de equilibrio y la recta de operación definida por los polos (H_s, t_s) y (H_i', t_e) , y el número de las etapas en la columna de enfriamiento se obtiene a partir de su función de equilibrio y la recta de operación definida por los polos (H_s, T_e) y (H_i', T_s) . El número de las etapas de equilibrio total, se obtiene sumando los números enteros de las calculadas en cada uno de los cambiadores de calor.

4.4. PROGRAMA DE CALCULO.

En todas las variantes de operación de lixiviación que se han descrito, es necesario calcular las temperaturas de salida de las corrientes de pulpa que abandonan los cambiadores, las pendientes de todas las rectas de operación, y el número de las

etapas teóricas y los volúmenes de las columnas. De todas estas variables las dos últimas están relacionadas y se ha elegido el número menor de las etapas como situaciones de interés en cada caso.

A pesar de haberse definido las condiciones iniciales de operación, no obstante, quedan un número de variables sujetas a **tomar valores** diferentes dentro de unos entornos propios. La posibilidad de resolución y análisis de todas las diferentes formas o modos con que pueden transcurrir cada variante de operación de lixiviación y ella misma por separado, unido a una adecuada sistematización en la elaboración, tratamiento y ordenación de todas las respuestas generadas, hizo aconsejable desarrollar un programa de cálculo en FORTRAN V, para estar en condiciones de decidir sobre la posibilidad de selección no sólo de unas condiciones, sino de entre las variantes. La ordenación y clasificación de la información presenta también ventajas a la hora de comparar situaciones y variantes entre sí.

En las próximas líneas se presenta una sucinta descripción del proceso de cálculo programado para cada una cualquiera, de cinco variantes de operación de lixiviación, tres por agitación mecánica y dos con agotación neumática, su rutina de cálculo tiene una estructura formalmente análoga. El programa en cuestión está formado por cinco bloques correlativos e insertados con las condiciones generales de operación, tales como las temperaturas de entrada de las corrientes de pulpa a los cambiadores, los rendimientos de recuperación, las funciones de equilibrio en talpia-temperatura, las propiedades termodinámicas de cada fase y las presiones de trabajo del sistema.

Cada bloque sigue una rutina de cálculo que se apunta a continuación, Fig.4-13.

1. Asignar valores a las cotas superior e inferior del número de tapas y el valor máximo de la cota correspondiente al tamaño de la instalación.

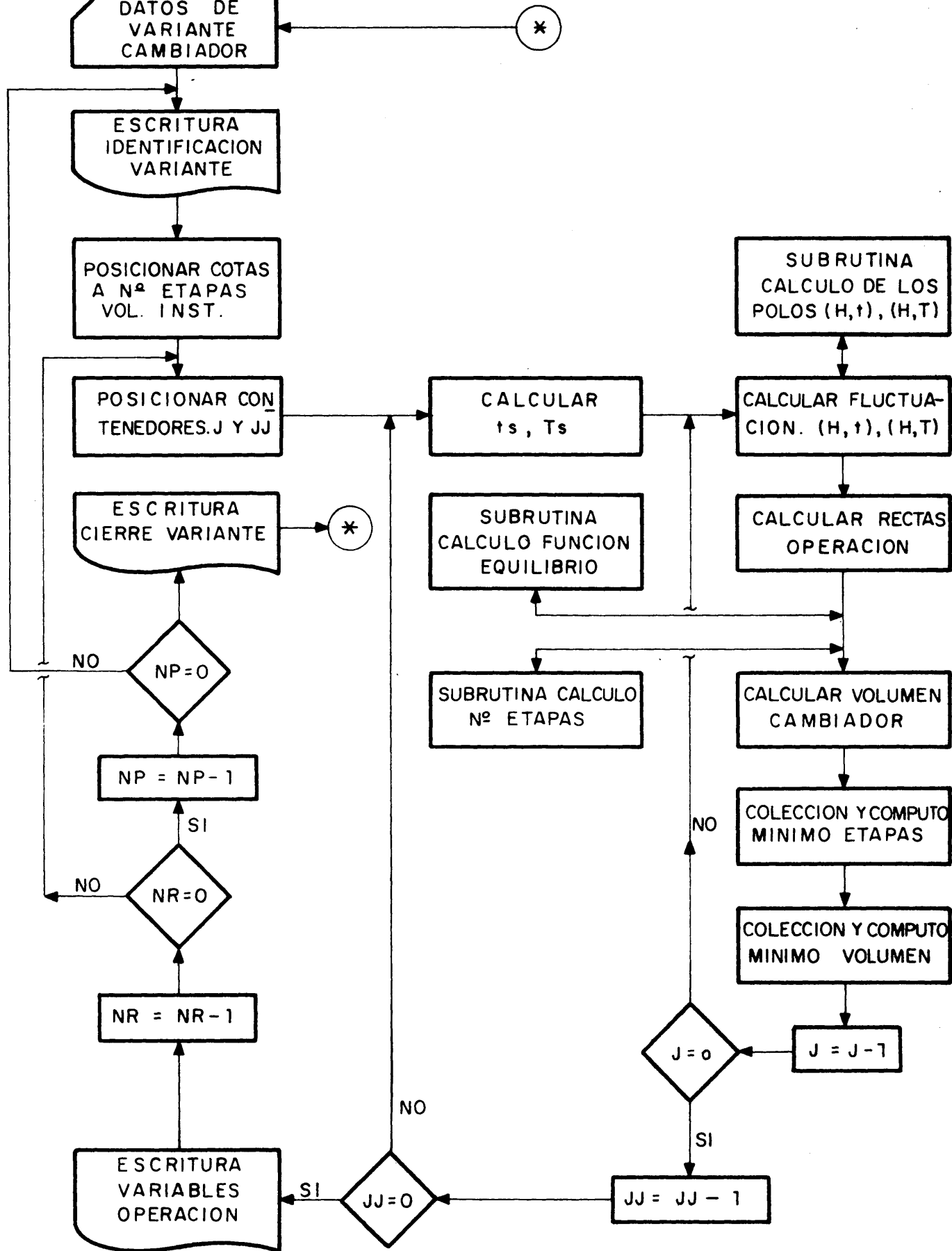
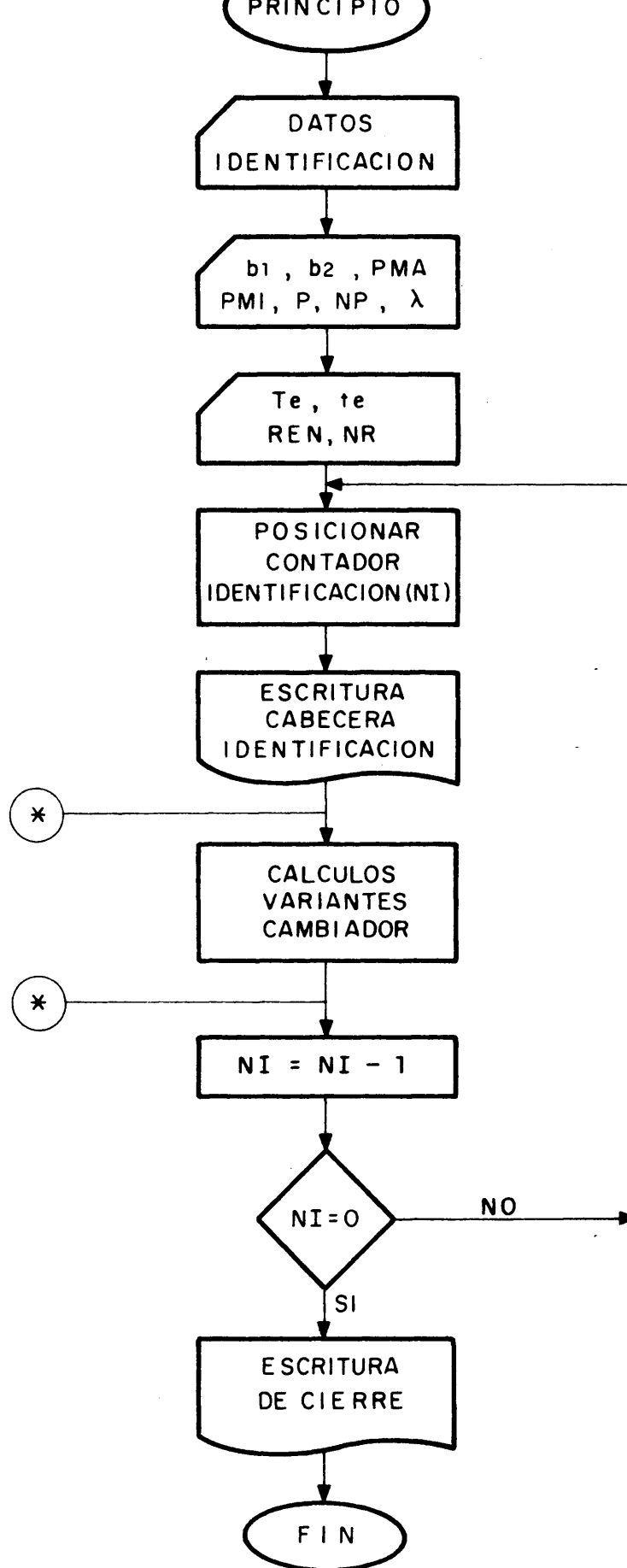


FIG. 4-13. DIAGRAMA BLOQUE DEL PROGRAMA DE CALCULO.



2. Posicionar en cero los contadores j y jj que fijan las variantes de los polos superior e inferior de la recta de operación.
3. Calcular las temperaturas de salida de las corrientes de pulpa en cada cambiador.
4. Calcular los valores $-t-$ y $-T-$ que fijan los polos de las rectas de operación.
5. Calcular los valores $-H-$ que fijan las otras coordenadas de los polos de las rectas de operación. Se emplea una subrutina de cálculo para ello, ya que $-H-$ es una función de las temperaturas (T, t) y de las propiedades termodinámicas del aire y del vapor de agua.
6. Calcular, si procede, el valor de $-H_g^*$ empleando la misma subrutina del caso anterior, para las variantes de operación de lixiviación con agitación neumática.
7. Calcular, si procede, los valores de $-t'-$ y $-t_g^*$ para la variante de lixiviación con agitación por aire ideal.
8. Calcular, si procede, los valores de $-H_g^*$ y $-t_g^*$ para la variante de lixiviación con agitación por aire con mezcla.
9. Calcular las ecuaciones de las rectas de operación, así como los polos que las definen.
10. Calcular, si procede, los valores de $-H_m-$ y $-t_m-$, para la variante de lixiviación con agitación mecánica con recirculación intermedia de la fase gas.
11. Calcular el número de las etapas por cambiador y zona, cuando las haya, y las de operación total. Este cálculo se ejecuta con una subrutina de cálculo basado en la

construcción de McCabe. Son datos básicos en esta subrutina, los valores de equilibrio (H, T) que se generan en otra subrutina, a partir de la función de equilibrio $H = H(P, T)$, los polos que delimitan el entorno de la recta de operación, las pendientes y ordenadas en el origen de dichas líneas.

12. Calcular el volumen de los cambiadores, sobre la base de las cantidades retenidas de la fase gas (aire y vapor de agua), el número de las etapas, las temperaturas de trabajo y la presión total.
13. Comparar, almacenar y totalizar si procede el número de las etapas y el tamaño del cambiador así como su frecuencia.
14. Disminuir en una unidad de forma alterna los contadores j y jj , con objeto de modificar las condiciones de la operación, enviando en cada caso al punto conveniente del programa.
15. Escribir las variables que definen y cuantifican cada situación particular de la operación.
16. Disminuir en una unidad el contador NR para asegurar un nuevo valor al rendimiento de la operación.
17. Disminuir en una unidad el contador NP para asignar un nuevo valor a la presión total de trabajo.
18. Escribir las identificaciones de cada variante y cada caso, así como los valores de los mínimos de las etapas, tamaño y su frecuencia. Se disminuye en una unidad el contador NI, para leer nuevos valores de T_e y t_e .

19. Si: $NI = 0$, se termina el programa.

A continuación se resumen los niveles de fluctuación de las variables que son comunes a todas las variantes de operación de lixiviación de minerales que se ha estudiado.

- La temperatura de entrada de la pulpa al cambiador de calefacción fué constante e igual a 20°C .
- Los diferentes niveles de la temperatura de la pulpa a la salida de lixiviación fueron 50° , 60° , 70° , 80° y 90°C .
- Los valores estudiados de los rendimientos de recuperación del calor han sido 50% , 60% , 70% , 80% y 90% .
- Las presiones de trabajo del conjunto han sido $0'6$, $0'8$, $1'0$, $1'5$, $2'0$, $4'0$, $6'0$, $8'0$, $9'0$, $10'0$, $12'0$, $14'0$ y $16'0$ en kg/cm^2 .
- Los valores de las temperaturas $-t-$ y $-T-$ se han seleccionado a seis niveles diferentes distribuidos armónicamente entre (T_s, t_s) y (T_e, t_e) , lo que se traduce en seis niveles diferentes de las entalpías $-H_s-$ y otros tantos de la $-H_1-$, lo que dan un total de treinta y seis condiciones de operación diferentes para cada combinación posible de los niveles de las variables reseñadas en los apartados anteriores.

El número de situaciones diferentes estudiadas de operación para las variantes que se proponen de lixiviación a temperatura diferente de la ambiente, suman un total de 109080, en el que se incluyen para la variante de lixiviación agitada mecánica mente la posibilidad de atacar la pulpa a 160°C y por tanto a presiones iguales o superiores a 6 kg/cm^2 .

4.5. ESTUDIO ECONOMICO DEL CAMBIADOR DE CONTACTO AIRE-PULPA.

El estudio económico de los cambiadores de contacto aire-pulpa, debe realizarse considerando los aspectos sobre los que se fundamentan cualquiera de las variantes de operación que se proponen para la lixiviación de pulpas de minerales, a temperaturas diferentes a la atmosférica y con posterior recuperación de calor en dos columnas de contacto directo. Las condiciones en que se realiza la lixiviación, el modo y la fluctuación de las variables en la recuperación de la energía y, las necesidades de la impulsión de la fase gas que se recircula y de la pulpa, constituyen puntos de interés para la definición del estudio económico.

En principio se matizarán dos situaciones, según que la lixiviación se efectue a la presión atmosférica o a sobrepresión. En la primera debe contemplarse la posibilidad que la recuperación del calor se efectue a sobrepresión ya que puede presentar situaciones más favorables. La otra posibilidad, contempla situaciones en donde la lixiviación se realiza a sobrepresión, que puede o no ser coincidente con el valor promediado de trabajo en la recuperación de calor; es evidente que para esta segunda posibilidad, se tienen situaciones análogas a la primera si se considera el oportuno cambio de referencia de la presión de lixiviación.

4.5.1. Lixiviación a presión atmosférica.

Las diferentes partidas del coste que son de interés, se describen a continuación.

- Coste de las columnas de intercambio de calor.

Si se toma como base para las estimaciones, la velocidad másica de la pulpa ($P_0 G_0$), seleccionando un valor de diseño constante, para la velocidad del gas en la columna, se tienen los valores de los diámetros de las columnas

- a presión atmosférica

$$D_o = \left[\frac{4}{\pi} \frac{G_o/R}{\mu_o} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (4-32)$$

- a presión diferente a la atmosférica

$$D = \left[\frac{D_o}{\frac{a}{p}} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (4-33)$$

en esta ecuación, $a = 1$, cuando el valor relativo del vapor de agua sobre la fase gas se puede despreciar; en caso contrario, su contribución hace que $-a-$ sea superior a la unidad. Los volúmenes de las etapas de transferencia de calor, se pueden definir atendiendo al retenido en las mismas de la fase gas.

- a presión atmosférica

$$V_o = \frac{\pi D_o^2}{4} H_o \quad (4-34)$$

- a presión diferente a la atmosférica

$$V \approx \frac{\pi D^2}{4} H \quad (4-35)$$

De ambas expresiones se deduce la siguiente, atendiendo al criterio de igualdad de velocidad en los diseños a presiones diferentes:

$$V = \frac{V_o}{P^a} \quad (4-36)$$

El volumen de la instalación queda definido por:

$$V_T = n \frac{V_o}{P^a} \quad (4-37)$$

y su coste

$$C_c = \frac{C_{nc} V_o n}{P^a} \quad (4-38)$$

- Costes de la operación.

Esta partida del coste se puede estimar en primera aproximación, formado por las bombas de impulsión de pulpa y la soplante de recirculación de la fase gas. En principio, se puede establecer que el peso relativo de ambos costes será diferente y que en aquellos casos en que la soplante trabaje a presión diferente a la atmosférica será despreciable, ya que la potencia a instalar disminuye al hacerlo el caudal, ya que éste es inversamente proporcional a la presión. Otro aspecto que se debe considerar, el valor relativo de la contrapresión que produce el retenido de pulpa en cada una de las etapas, es evidente que el rendimiento de recuperación de calor incide directamente ya que el número total de las etapas se incrementa cuando lo hace dicha variable, y que en muchas ocasiones haga que el coste de la so-

plante no sea despreciable si se trabaja a la presión atmosférica.

No obstante, y como situación más general, se estimará tan solo el coste de bombeo de la pulpa, del modo siguiente:

$$C_B = C_{nB} \cdot P \quad (4-39)$$

- Coste de la energía no recuperada.

Esta partida es de difícil evaluación, a pesar de ello, se establecerá un modo sencillo para su evaluación.

La cantidad de energía no recuperada se puede estimar por la expresión

$$Q = (1 - \eta) \rho G_o C_p (\Delta T_{min}) \cdot f \cdot \theta \quad (4-40)$$

Siendo $\Delta T_{min} = 50 - 20 = 30^\circ C$, -f- un factor de corrección cuando se consideran niveles diferentes de la temperatura de lixiviación, cuyos valores se agrupan en la Tabla siguiente, y - θ - es una constante de tiempo, de acuerdo con la definición de - G_o - y los costes unitarios.

T (Lixiviación)	f
50	1.0
60	1.33
70	1.66
80	2.00
90	2.33

El coste de la energía no recuperada, se define por

$$C_E = C_{nE} (1 - \eta) E \cdot G_o \cdot f \quad (4-41)$$

siendo

$$E = \rho C_p (\Delta T_{min}) \cdot \theta \quad (4-42)$$

Sustituyendo en la ecuación (4-41) la (4-20), que relaciona el rendimiento con el número de las etapas, se llega para el coste de la energía no recuperada a:

$$C_E = C_{nE} \frac{4}{4 + n} E G_o \cdot f \quad (4-43)$$

- Evaluación del coste total.

La expresión del coste total, referida a la base $-H_o-$ es la siguiente, que es función del número de las etapas y de la presión de trabajo.

$$C_{T_o} = C_{nc} V_o \frac{n}{P^s} + C_{nB} P + C_{nE} \cdot (E G_o \cdot f) \frac{4}{4 + n} \quad (4-44)$$

La expresión del coste total para cualquier otra base se puede establecer siguiendo la tendencia de las expresiones de Williams

$$C_T = C_{nc} \left[\frac{G}{G_o} \right]^{0.5} V_o \frac{n}{P^2} + C_{nB} \left[\frac{G}{G_o} \right]^{0.5} P + \\ + C_{nE} \frac{G}{G_o} \cdot (E G_o f) \left(\frac{4}{4+n} \right) \quad (4-45)$$

4.5.2. Lixiviación a sobrepresión.

En esta situación, si se toma como base de referencia las condiciones de lixiviación (presión), y su coste unitario también se refiere a dicha base, la expresión (4-38) que da el coste de las columnas es correcta. Para el coste de bombeo, se tendrá en cuenta el de impulsión en funcionamiento y no los costes de bombeo de alimentación a las autoclaves; el valor de la sobrepresión viene dado por

$$P = P_{1n}(p - 1) \quad (4-46)$$

tomando como referencia - P_1 - la expresión anterior queda

$$P = p - 1 \quad (4-47)$$

Valor que toma - P - en la expresión (4-39) que da el coste de bombeo.

El coste de la energía que no se recupera tiene la misma expresión que la dada en la expresión (4-41) al no ser función de la presión.

Para esta variante de lixiviación, fácilmente se puede llegar a las expresiones que dan los costes totales, para cualquier nivel de tratamiento de la pulpa

$$C_T = C_{nc} \left[\frac{G}{G_0} \right]^{0.5} V_0 \frac{n}{p} + C_{nB} \left[\frac{G}{G_0} \right]^{0.5} (p - 1) + C_{nE} \left[\frac{G}{G_0} \right]^{0.5} (E G_0 f) \left(\frac{4}{4 + n} \right)$$

(4-48)

4.6. OPTIMACION EN PROYECTO DEL CAMBIADOR DE CONTACTO AIRE-PULPA.

La función del coste de funcionamiento que se ha obtenido, varía con el número de etapas y la presión de trabajo del sistema, lo que supone en principio una complejidad a la hora del análisis de los resultados. Si se supone un valor constante de la alimentación al sistema y se trabaja sobre situaciones de número de etapas mínimo una vez fijado un nivel aceptable de recuperación de energía, número que se puede obtener a partir de los datos obtenidos del análisis de los resultados de las diferentes variantes de lixiviación, con ordenador, fácilmente se puede concluir que el coste total es una función de la presión de operación y que el término que recoge el coste de la energía permanece constante. Por facilidad en los cálculos se puede aún implicar las situaciones en el sentido que el coste de la energía no recuperada es inferior a la suma de los otros

dos costes, el de las columnas y el de bombeo.

Con estas premisas aceptadas, el coste total de la instalación es función única de la presión y consta tan solo de dos términos. Todos estos supuestos conducen a las siguientes funciones:

- Lixiviación a presión atmosférica. Los costes se refieren a la presión atmosférica

$$C_T = \frac{C_c}{p^a} + C_b P \quad (4-49)$$

- Lixiviación a sobrepresión. Los costes se refieren a la presión de lixiviación

$$C_T = \frac{C'_c}{p^a} + C'_b (p - 1) \quad (4-50)$$

Ambas expresiones se pueden escribir en función de los costes reducidos. En el caso de que se tome como base el coste de la columna, se llegará a las expresiones siguientes:

$$C_{TR} = \frac{1}{p^a} + A P \quad " \quad A = \frac{C_b}{C_c} \quad (4-51)$$

$$C'_{TR} = \frac{1}{p^a} + A' (p - 1) \quad " \quad A' = \frac{C'_b}{C_c} \quad (4-52)$$

La condición de coste mínimo se tiene derivando ambas expresiones con relación a la presión e igualando a cero.

- Lixiviación a presión atmosférica

$$\frac{a}{p^{a+1}} = A \quad " \quad P = \left[\frac{B}{a} \right] \frac{1}{a+1}$$

(4-53)

- Lixiviación a sobrepresión

$$\frac{a}{p^{a+1}} = A' \quad " \quad p = \left[\frac{B'}{a} \right] \frac{1}{a+1}$$

(4-54)

En aquellos casos en que la presencia de vapor de agua sea relativamente poco importante, las expresiones anteriores se convierten en las siguientes.

- Lixiviación a presión atmosférica

$$P = \frac{1}{\sqrt{A}} \quad (4-55)$$

- Lixiviación a sobrepresión

$$p = \frac{1}{\sqrt{A'}} \quad (4-56)$$

Es de interés resaltar una vez más que en esta segunda situación se optiman los valores de las sobrepresiones sobre la de lixiviación y nó la presión como en el caso anterior. Es evidente que se podrían haber obtenido expresiones análogas de la 4-51 a la 4-56, si se hubiese modificado la base de referencia, obteniéndose unos costes reducidos en función del coste de bombeo. Las ecuaciones para esta nueva situación serán las siguientes:

$$\bar{C}_{T,R} = \frac{B}{P^a} + P \quad " \quad B = \frac{C_c}{C_b} \quad (4-57)$$

$$\bar{C}_{T,R} = \frac{B'}{p^a} + (p - 1) \quad " \quad B' = \frac{C'_c}{C'_b} \quad (4-58)$$

La interrelación de las constantes y los costes reducidos de las expresiones 4-51, 4-52, 4-57 y 4-58 son:

$$A = \frac{1}{B} \quad " \quad A' = \frac{1}{B'} \quad (4-59)$$

$$C_{T,R} = \bar{C}_{T,R} \cdot A \quad " \quad C'_{T,R} = \bar{C}'_{T,R} \cdot A' \quad (4-60)$$

5. DATOS DEL ESTUDIO REALIZADO SOBRE
LAS VARIANTES DE DISEÑO DEL CAMBIADOR.

5. DATOS DEL ESTUDIO REALIZADO SOBRE LAS VARIANTES DE DISEÑO DEL CAMBIADOR.

5.1. INTRODUCCION.

El estudio de las variantes de operación y diseño del cambiador se aborda efectuando el cálculo del número de etapas y volumen del cambiador, en función de la presión, temperatura de lixiviación y el rendimiento, para las dos posibilidades del proceso de lixiviación con agitación mecánica y con aire.

Los resultados se ordenan presentándolos en gráficas y tablas en cada una de las variantes de diseño que se han planteado para analizar su optimación.

Como un aspecto complementario de este estudio, al final del capítulo, se analiza la importancia de la modificación de la presión de vapor de agua por la presencia de sales disueltas.

5.2. LIXIVIACION CON AGITACION MECANICA.

De acuerdo con los estudios teóricos desarrollados en el capítulo cuarto, a continuación se ordenan los resultados de los cálculos realizados con los programas descritos, agrupándolos en tres apartados que corresponden, el primero, al cambiador de calor formado por dos columnas, el segundo al cambiador constituido por dos columnas con una circulación de aire intermedia, y en el tercero se da el resultado del cálculo teórico correspondiente a la operación de dos columnas con infinita o circulaciones de aire intermedia, que permiten tener para la pendiente de la recta de operación un valor igual a la pendiente de la curva de equilibrio en el diagrama entálpico.

5.2.1. Dos columnas.

En la Fig.5-1, se representan los resultados obtenidos correspondientes al número mínimo de etapas teóricas totales, suma de las correspondientes a las dos columnas, en función de la presión absoluta a que opera el sistema para temperaturas de lixiviación comprendidas entre 50°C y 90°C con saltos de 10°C, y operando con rendimientos que van del 50% al 90%, con saltos también de diez unidades.

En la gráfica se observa que para rendimientos del 50%, el número mínimo de etapas totales es independiente de la temperatura de lixiviación en el intervalo de 50°C a 90°C.

A medida que aumenta el rendimiento aparecen desviaciones en las que se presenta una cierta tendencia de que a medida que sube la temperatura el número de etapas mínimas puede ser diferente siendo mayor esta diferencia a presiones del sistema bajas. Para rendimiento del 80% ó 90%, la influencia de la temperatura de lixiviación en el número mínimo de etapas totales es clara.

En las Tablas 5-1, se dan los valores normalizados de los volúmenes del cambiador que corresponden también al número de etapas, eligiendo como referencia para la normalización el volumen correspondiente al cambiador a presión de 1 kg/cm².

En el caso de no ser posible utilizar esta referencia, se ha tomado la del volumen correspondiente a la presión a la que dentro de una misma temperatura de lixiviación, se ha dispuesto de un valor para un número de etapas no infinito.

Con estos valores se intentó tener inicialmente, una idea de la variación del volumen y posteriormente, al estudiar las condiciones óptimas de diseño del cambiador, estos valores permitieron evaluar con rigor dichas condiciones. Al final del

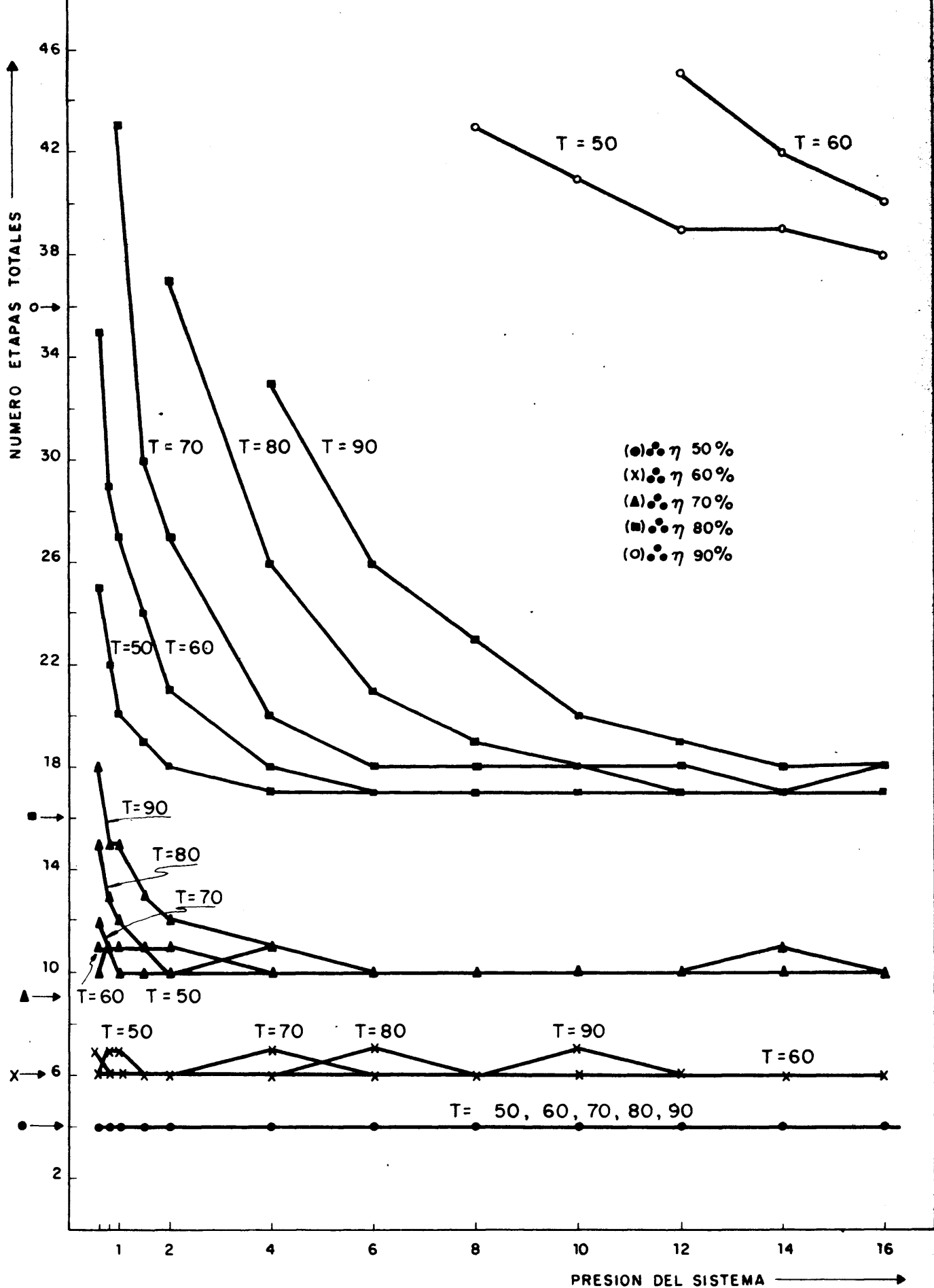


FIG. 5-1. LIXIVIACION CON AGITACION MECANICA. DOS COLUMNAS

TABLA 5.1.1.1. ($\eta = 50\%$)

PRESION (Kg/cm²)

T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16	
50	1'711	1'262	1	0'658	0'490	0'243	0'161	0'121	0'097	0'080	0'069	0'060	1
60	1'727	1'266	1	0'655	0'487	0'240	0'160	0'119	0'095	0'079	0'068	0'059	1'0
70	1'752	1'273	1	0'651	0'483	0'237	0'157	0'117	0'094	0'078	0'067	0'058	1'0
80	1'782	1'280	1	0'646	0'477	0'233	0'154	0'115	0'092	0'076	0'065	0'057	1'1
90	1'928	1'362	1	0'675	0'495	0'241	0'159	0'119	0'095	0'079	0'067	0'059	1'1

TABLA 5.1.1.2. ($\eta = 60\%$)

PRESION (Kg/cm²)

T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16	
50	1'481	1'292	1	0'561	0'417	0'206	0'137	0'102	0'081	0'068	0'058	0'051	1
60	1'764	1'276	1	0'649	0'481	0'236	0'156	0'117	0'093	0'077	0'066	0'058	0'9
70	1'817	1'288	1	0'641	0'472	0'268	0'152	0'113	0'090	0'075	0'064	0'056	0'9
80	1'909	1'310	1	0'629	0'460	0'222	0'170	0'109	0'086	0'072	0'061	0'054	1'0
90	2'434	1'346	1	0'612	0'442	0'210	0'137	0'102	0'095	0'067	0'058	0'050	1'1

TABLA 5.1.3. ($\eta = 70$)

PRESION (Kg/cm²)

T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	1'739	1'396	1	0'653	0'485	0'239	0'159	0'118	0'094	0'079	0'067	0'059
60	1'964	1'409	1	0'646	0'477	0'233	0'154	0'115	0'092	0'076	0'072	0'057
70	2'034	1'300	1	0'635	0'423	0'225	0'135	0'101	0'080	0'067	0'057	0'051
80	2'333	1'444	1	0'566	0'411	0'178	0'117	0'087	0'069	0'057	0'049	0'043
90	2'529	1'356	1	0'545	0'358	0'153	0'091	0'067	0'053	0'044	0'038	0'033

TABLA 5.1.4. ($\eta = 80$)

PRESION (Kg/cm²)

T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	2'168	1'400	1	0'618	0'434	0'201	0'133	0'100	0'080	0'066	0'057	0'049
60	2'332	1'379	1	0'575	0'371	0'155	0'096	0'072	0'057	0'048	0'041	0'035
70	-	-	1	0'440	0'290	0'104	0'061	0'046	0'036	0'028	0'024	0'021
80	-	-	-	1	0'960	0'320	0'170	0'114	0'086	0'071	0'057	0'053
90	-	-	-	-	1	0'444	0'227	0'149	0'103	0'081	0'066	0'057

capítulo se estudiarán en conjunto la variación del volumen normalizado para todos los casos estudiados.

5.2.2. Dos columnas y una recirculación de aire intermedia.

En la Fig.5-2, se representan los resultados obtenidos, correspondientes al número mínimo de etapas teóricas totales, suma de las correspondientes a las dos columnas con una recirculación de aire intermedia, en función de la presión absoluta a la que opera el sistema para temperaturas de lixiviación y rendimientos en la misma forma que en el apartado anterior.

En ella puede verse que se presentan diferencias pequeñas entre el número mínimo de etapas totales cuando cambia la temperatura de lixiviación a partir de rendimientos del 50%, así como para rendimientos que no superen el 70%, y también prácticamente hasta el 80%. Al comparar los resultados obtenidos con los correspondientes al funcionamiento sin recirculación, se comprueba que el número de etapas decrece en esta nueva variante cuando se superan rendimientos del 70% y además, la influencia de la temperatura de lixiviación se hace menor.

En las Tablas 5-2, se dan también los valores normalizados de los volúmenes del cambiador correspondientes al número mínimo de etapas, eligiendo como referencia el volumen correspondiente al cambiador a presión de 1 kg/cm².

5.2.3. Dos columnas e infinita recirculaciones de aire intermedia.

En este caso, la recta que en el diagrama representa el balance entálpico, se sustituye por una evolución con una relación de caudales pulpa-aire, que iguala su pendiente a la de la línea de entalpía de saturación. El número de etapas se calcula fácilmente mediante:

$$n = \frac{2 r}{1 - r}$$

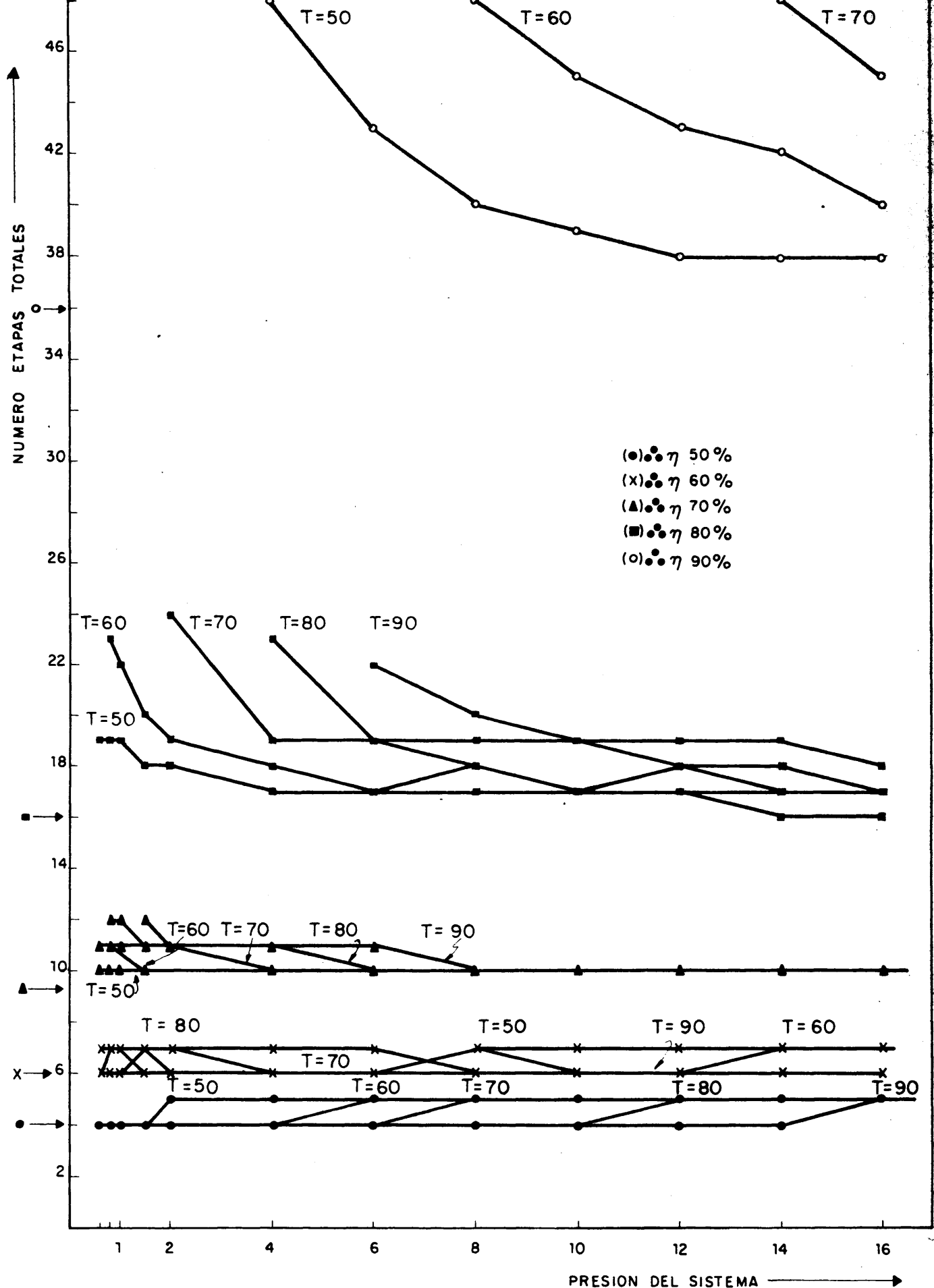


FIG. 5-2. LIXIVIACION CON AGITACION MECANICA. DOS COLUMNAS Y UNA CIRCULACION DE AIRE INTERMEDIA.

TABLA 5.2.1. ($\gamma = 50\%$)

PRESION (Kg/cm ²)												
T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	1'731	1'267	1	0'655	0'608	0'300	0'199	0'149	0'119	0'099	0'085	0'074
60	1'769	1'277	1	0'648	0'480	0'235	0'195	0'145	0'116	0'097	0'083	0'072
70	1'827	1'291	1	0'640	0'471	0'229	0'151	0'141	0'112	0'093	0'080	0'070
80	1'759	1'238	1	0'627	0'457	0'220	0'145	0'106	0'086	0'089	0'076	0'067
90	2'416	1'644	1	0'655	0'471	0'223	0'146	0'108	0'086	0'071	0'061	0'067

TABLA

PRESION (Kg/cm ²)												
T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	1'739	1'257	1	0'653	0'485	0'239	0'158	0'138	0'110	0'092	0'079	0'069
60	1'601	1'276	1	0'649	0'415	0'203	0'134	0'100	0'080	0'066	0'056	0'058
70	1'817	1'289	1	0'568	0'414	0'198	0'130	0'097	0'077	0'064	0'055	0'048
80	1'636	1'310	1	0'646	0'460	0'221	0'146	0'093	0'074	0'062	0'053	0'046
90	2'602	1'346	1	0'714	0'515	0'216	0'140	0'119	0'082	0'068	0'058	0'050

TABLA 5.2.3. ($\eta = 70\%$)

PRESION (Kg/cm²)

T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	1'747	1'271	1	0'649	0'385	0'237	0'158	0'118	0'094	0'078	0'067	0'058
60	1'941	1'415	1	0'643	0'474	0'232	0'152	0'114	0'091	0'075	0'065	0'056
70	1'912	1'310	1	0'621	0'460	0'201	0'133	0'098	0'079	0'065	0'056	0'049
80	-	1'358	1	0'556	0'400	0'189	0'112	0'083	0'066	0'055	0'047	0'041
90	-	-	1	0'673	0'433	0'196	0'129	0'087	0'069	0'057	0'048	0'043

TABLA

PRESION (Kg/cm²)

T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	1'774	1'282	1	0'617	0'456	0'212	0'140	0'105	0'083	0'069	0'056	0'049
60	-	1'375	1	0'579	0'404	0'185	0'115	0'091	0'069	0'057	0'049	0'042
70	-	-	-	1	0'946	0'353	0'232	0'164	0'123	0'108	0'093	0'076
80	-	-	-	-	1	0'480	0'256	0'190	0'150	0'118	0'096	0'083
90	-	-	-	-	-	1	0'654	0'435	0'327	0'271	0'230	0'191

En la Tabla 5-a se dan los valores del número mínimo de etapas totales en función del rendimiento, ya que en este caso no depende de la temperatura de lixiviación.

TABLA 5-a

r	n	n _{total}
0'50	2	4
0'60	3	6
0'70	4'6	9'2
0'80	8	16
0'90	18	36

La comparación de los valores dados en la Tabla 5-a, con los valores representados en las gráficas anteriores, indican que esta solución ideal se separa muy poco de los valores reales para rendimientos que no superen el 80%. Para valores superiores al 80%, esta variación es mayor y parece indicar que si por exigencias particulares de un proceso se intentase alcanzar rendimientos tan elevados cabría pensar en una circulación intermedia doble entre cambiadores, ya que evidentemente la variante con infinita recirculación no tiene ninguna posibilidad práctica.

En las Figs. anteriores se han señalado con unas flechas los valores que corresponden a n total con recirculación infinita.

5.3. LIXIVIACION CON AGITACION POR AIRE.

5.3.1. Dos columnas con alimentación del aire de agitación en condiciones ideales.

En las Figs.5-3 (a, b y c) se representa con igual criterio el número mínimo de etapas totales para los casos en que el aire de agitación aportado al sistema formado por las dos columnas, presente un contenido del 2%, 5% y 10% respecto del caudal total de aire.

Los comentarios que pueden hacerse sobre los valores obtenidos son análogos a los anteriores en cuanto a la influencia de la temperatura de lixiviación.

Respecto a la importancia del aumento del caudal de aire por el aporte del aire de agitación para los niveles del 2% y 5%, prácticamente se puede decir que, para rendimientos inferiores al 70%, los valores son prácticamente iguales a los obtenidos sin aportación de aire de agitación. Para rendimientos del 80%, la variación es del orden del 10%. Para una aportación de aire del 10%, la variación es mayor. Para rendimientos del 50%, 60% y 70%, se pueden tener variaciones del orden del 30% en el número mínimo de etapas totales. Ahora bien, teniendo en cuenta el número total de etapas que se precisan para estos rendimientos, esta variación no es importante dada la economía que puede reportar desde el punto de vista energético la agitación por aire en sustitución de la agitación mecánica, ya que la elevación pequeña del coste del cambiador de calor se compensará sobradamente por el menor consumo energético del sistema de agitación.

En las Tablas 5-3 (a, b y c), se dan los valores normalizados de los volúmenes del cambiador correspondientes al número mínimo de etapas, eligiendo como referencia el volumen correspondiente al cambiador a presión de 1 kg/cm^2 .

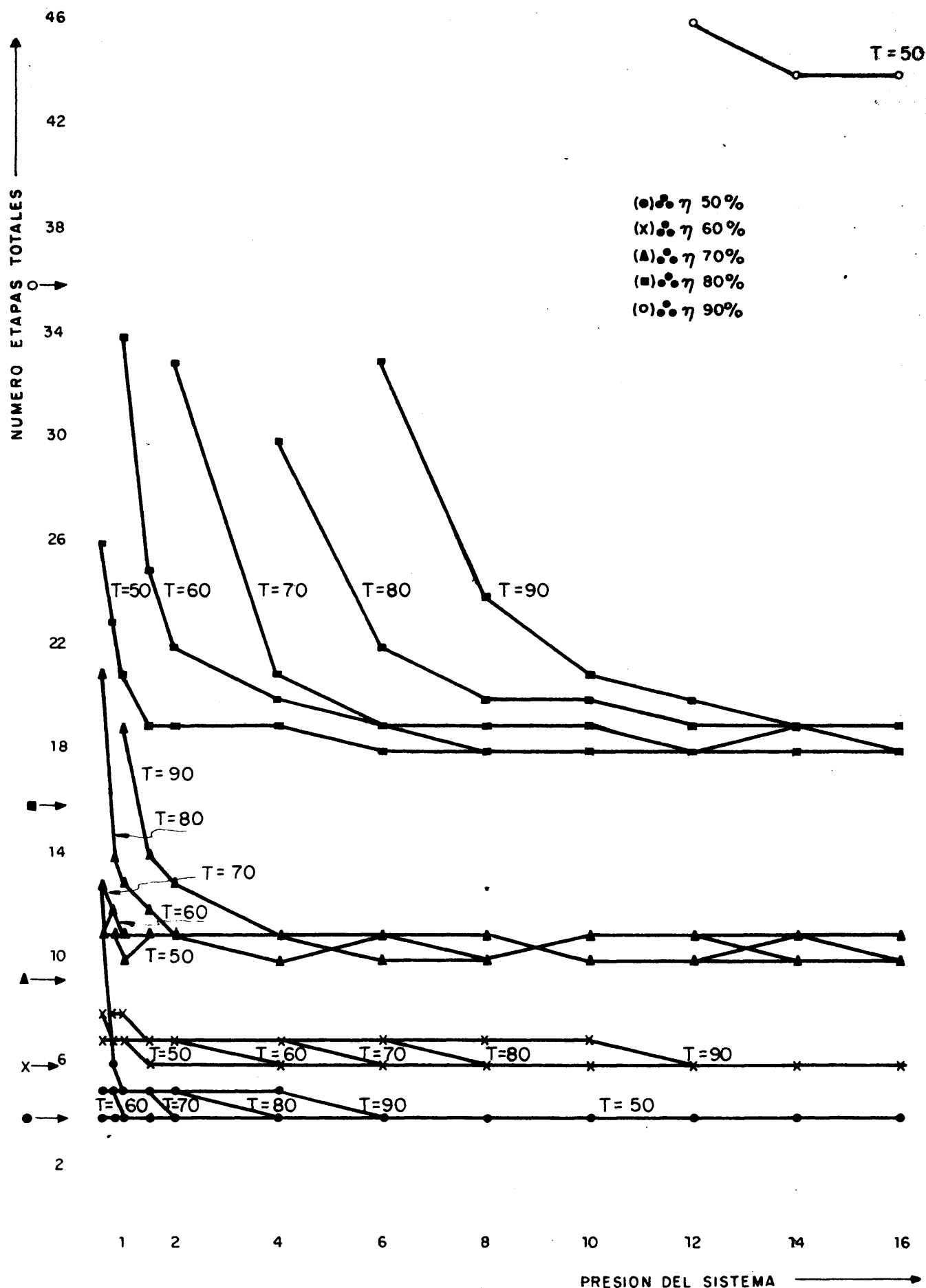


FIG. 5-3-a.- LIXIVIACION CON AGITACION POR AIRE. DOS COLUMNAS CON ALIMENTACION DEL AIRE DE AGITACION EN CONDICIONES IDEALES. 2 % AIRE.

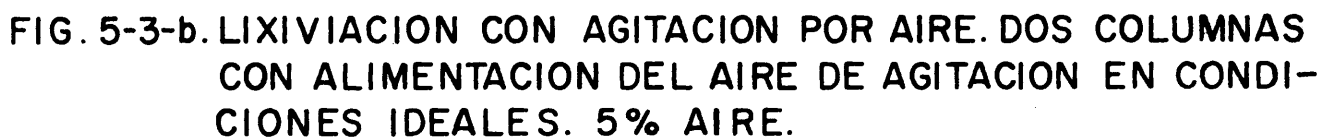


FIG. 5-3-b. LIXIVIACION CON AGITACION POR AIRE. DOS COLUMNAS CON ALIMENTACION DEL AIRE DE AGITACION EN CONDICIONES IDEALES. 5% AIRE.

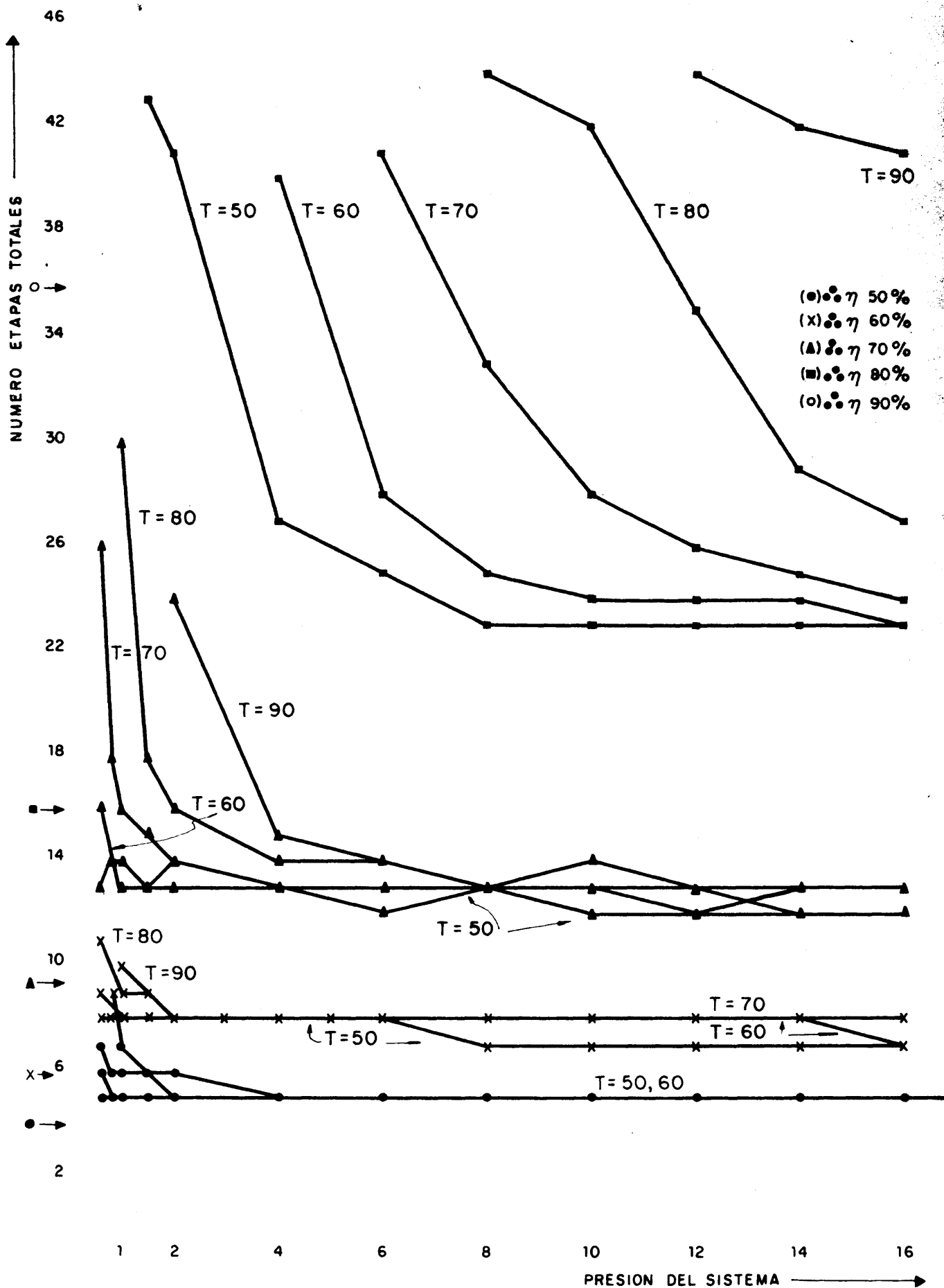


FIG. 5-3-c. LIXIVIACION CON AGITACION POR AIRE. DOS COLUMNAS CON ALIMENTACION DEL AIRE DE AGITACION EN CONDICIONES IDEALES. 10 % AIRE.

TABLA 5-3.a-1 ($\eta = 50\%$)

PRESION (Kg/cm²)

T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	1'719	1'265	1	0'657	0'489	0'242	0'161	0'120	0'096	0'080	0'068	0'060
60	2'179	1'588	1	0'653	0'484	0'238	0'158	0'118	0'094	0'078	0'067	0'059
70	1'780	1'280	1	0'646	0'382	0'192	0'124	0'092	0'074	0'061	0'052	0'046
80	1'836	1'293	1	0'638	0'470	0'184	0'120	0'090	0'071	0'059	0'051	0'044
90	2'451	1'577	1	0'628	0'458	0'221	0'117	0'087	0'069	0'057	0'049	0'043

TABLA 5-3.a-2 ($\eta = 60\%$)

PRESION (Kg/cm²)

T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	1'727	1'266	1	0'561	0'417	0'206	0'137	0'102	0'081	0'068	0'060	0'051
60	1'762	1'275	1	0'649	0'481	0'202	0'134	0'100	0'080	0'066	0'057	0'054
70	1'815	1'288	1	0'642	0'473	0'230	0'130	0'097	0'077	0'064	0'059	0'048
80	2'177	1'309	1	0'630	0'461	0'222	0'146	0'093	0'074	0'062	0'053	0'046
90	-	1'344	1	0'536	0'387	0'184	0'102	0'090	0'071	0'051	0'043	0'038

TABLA 5-3.b-1 ($\eta = 50\%$)

PRESION (Kg/cm ²)													
T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16	
50	1'727	1'266	1	0'655	0'487	0'240	0'159	0'119	0'095	0'079	0'068	0'059	1
60	1'740	1'368	1	0'527	0'390	0'191	0'127	0'095	0'075	0'063	0'054	0'047	1'1
70	1'866	1'279	1	0'647	0'387	0'188	0'124	0'093	0'074	0'061	0'052	0'046	1'1
80	2'305	1'312	1	0'613	0'451	0'177	0'116	0'087	0'069	0'057	0'049	0'043	1'1
90	—	1'695	1	0'546	0'382	0'184	0'098	0'072	0'058	0'048	0'041	0'036	1'1

TABLA 5-3.b-2 ($\eta = 60\%$)

PRESION (Kg/cm ²)													
T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16	
50	1'735	1'251	1	0'651	0'484	0'239	0'159	0'119	0'095	0'078	0'067	0'059	1
60	1'984	1'279	1	0'646	0'478	0'233	0'154	0'115	0'092	0'077	0'065	0'057	1'0
70	2'124	1'287	1	0'570	0'418	0'218	0'133	0'099	0'079	0'066	0'056	0'049	1'1
80	2'136	1'307	1	0'631	0'461	0'196	0'129	0'096	0'076	0'063	0'054	0'047	1'1
90	-	1'841	1	0'546	0'395	0'166	0'108	0'080	0'064	0'053	0'045	0'039	1'0

TABLA 5-3.b-3, ($\eta = 70\%$)

PRESION (Kg/cm²)

T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	1'902	1'386	1	0'652	0'527	0'238	0'158	0'118	0'094	0'071	0'061	0'059
60	1'928	1'386	1	0'651	0'480	0'234	0'142	0'106	0'085	0'070	0'060	0'052
70	1'999	1'298	1	0'633	0'431	0'192	0'127	0'103	0'075	0'062	0'053	0'047
80	3'152	1'425	1	0'575	0'418	0'184	0'122	0'083	0'072	0'059	0'047	0'041
90	-	-	1	0'444	0'296	0'128	0'077	0'058	0'045	0'035	0'029	0'028

TABLA 5-3.b-4 ($\eta = 80\%$)

PRESION (Kg/cm²)

T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	2'113	1'377	1	0'624	0'463	0'208	0'131	0'098	0'078	0'065	0'053	0'046
60	-	-	1	0'232	0'366	0'121	0'073	0'052	0'041	0'034	0'028	0'025
70	-	-	-	-	1	0'493	0'236	0'162	0'123	0'097	0'083	0'073
80	-	-	-	-	-	1	0'543	0'321	0'218	0'173	0'141	0'116
90	-	-	-	-	-	1	0'773	0'432	0'323	0'220	0'167	0'109

TABLA 5-3.0-1 ($\eta = 50\%$)

PRESION (Kg/cm ²)												
T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	1'725	1'265	1	0'655	0'488	0'241	0'160	0'119	0'095	0'079	0'068	0'059
60	1'760	1'275	1	0'650	0'481	0'236	0'157	0'117	0'093	0'078	0'066	0'058
70	2'177	1'288	1	0'642	0'473	0'230	0'152	0'135	0'091	0'075	0'064	0'056
80	2'230	1'309	1	0'630	0'384	0'185	0'122	0'091	0'072	0'060	0'051	0'045
90	-	2'046	1	0'524	0'379	0'150	0'098	0'073	0'058	0'048	0'041	0'036

TABLA 5-3.0-2 ($\eta = 60\%$)

PRESION (Kg/cm ²)												
T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	1'732	1'267	1	0'654	0'486	0'240	0'159	0'104	0'083	0'069	0'059	0'052
60	1'775	1'278	1	0'647	0'479	0'235	0'155	0'116	0'092	0'077	0'066	0'050
70	2'079	1'296	1	0'637	0'468	0'227	0'150	0'112	0'089	0'074	0'063	0'055
80	2'436	1'326	1	0'553	0'402	0'192	0'126	0'094	0'075	0'062	0'053	0'046
90	-	-	1	0'536	0'340	0'160	0'104	0'077	0'061	0'051	0'043	0'038

5.3.2. Des columnas con alimentación del aire de agitación con efecto de mezcla.

De igual forma que en el apartado anterior, el aire de agitación aportado al sistema formado por las dos columnas, representa un contenido del 2%, 5% y 10% respecto del caudal total de aire, pero en este caso con efecto de mezcla.

Los resultados obtenidos sobre el número mínimo de etapas totales, con igual criterio que en los casos anteriores, vienen representados en las figuras 5-4 (a, b y c).

Los resultados obtenidos son iguales prácticamente a los del apartado anterior, para condiciones ideales.

En las Tablas 5-4 (a, b y c), se dan los volúmenes normalizados del cambiador.

5.4. IMPORTANCIA DE LA MODIFICACION DE LA PRESION DE VAPOR DEL AGUA POR PRODUCTOS DISUELTOS.

En las figuras 5-5 (a y b), se representan con igual criterio que en los casos anteriores, el número mínimo de etapas totales para las variantes de operación en las que se trabaja con dos curvas de equilibrio, con diferencias de 2°C y 10°C en las temperaturas de las dos corrientes líquidas, de los dos cambiadores, con igual presión de vapor que definen las correspondientes rectas de Düring que facilitan la utilización del mismo programa de cálculo.

Para una diferencia de 2°C, en la gráfica se puede observar que para rendimientos del 50%, el número mínimo de etapas totales es independiente de la temperatura de lixiviación en el intervalo de 50°C a 90°C.

Para rendimientos del 60% y 70%, aparecen desviaciones en las que se presentan una cierta tendencia de que a medida que

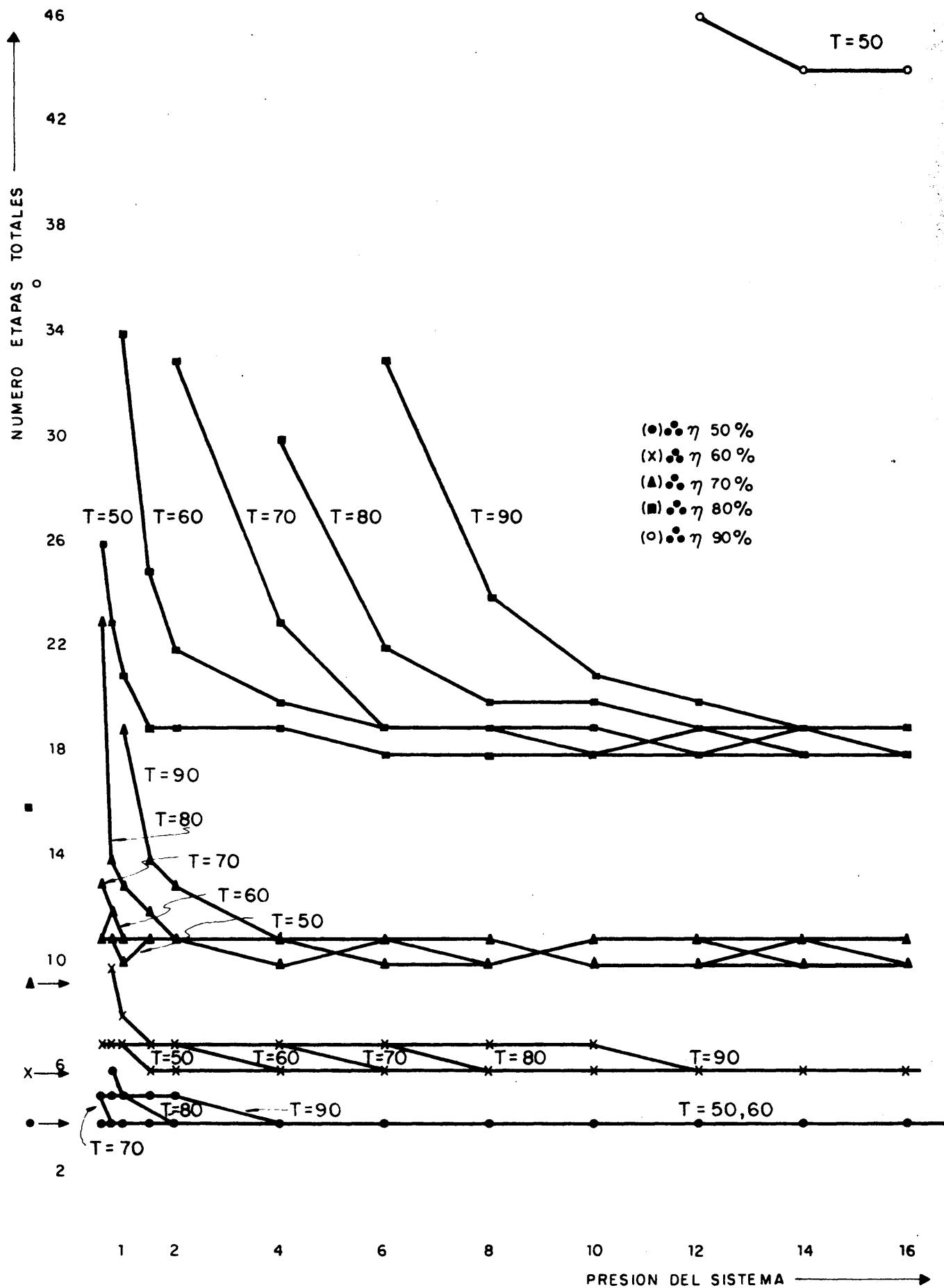


FIG.5-4-a. LIXIVIACION CON AGITACION POR AIRE. DOS COLUMNAS CON ALIMENTACION DEL AIRE DE AGITACION CON EFECT DE MEZCLA. 2 % AIRE.



FIG. 5-4-b. LIXIVIACION CON AGITACION POR AIRE. DOS COLUMNAS CON ALIMENTACION DEL AIRE DE AGITACION CON EFECTO DE MEZCLA. 5% AIRE.

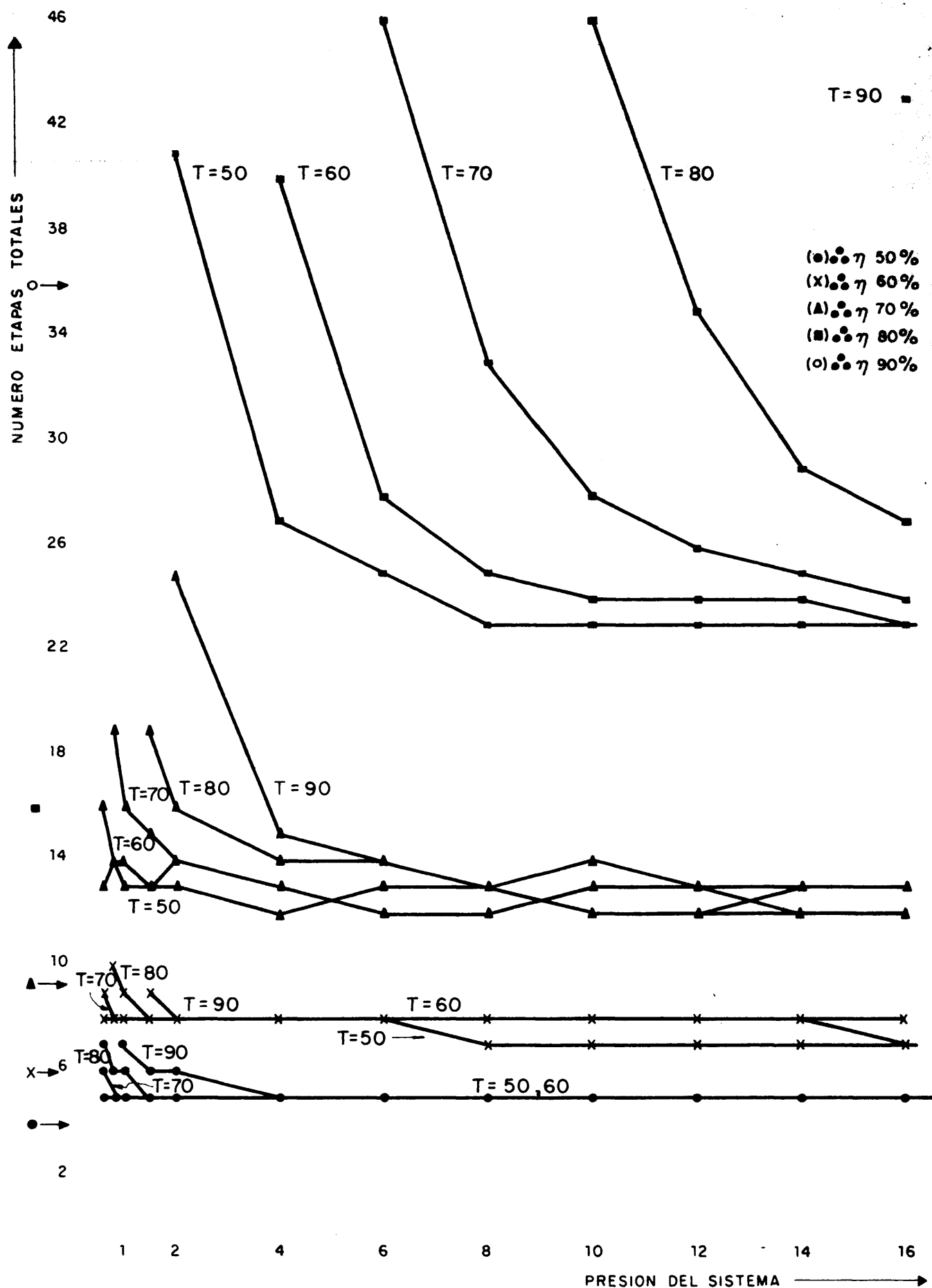


FIG. 5-4-c. LIXIVIACION CON AGITACION POR AIRE. DOS COLUMNAS CON ALIMENTACION DEL AIRE DE AGITACION CON EFECTO DE MEZCLA. 10 % AIRE.

TABLA 5-4.a-1 ($\eta = 50\%$)

PRESION (Kg/cm²)

T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	1'721	1'265	1	0'656	0'488	0'241	0'160	0'120	0'096	0'080	0'068	0'059
60	1'748	1'272	1	0'652	0'484	0'238	0'158	0'118	0'094	0'078	0'067	0'058
70	2'241	1'283	1	0'645	0'477	0'230	0'154	0'115	0'092	0'076	0'065	0'057
80	2'066	1'300	1	0'508	0'373	0'181	0'119	0'089	0'071	0'059	0'050	0'044
90	-	1'697	1	0'575	0'418	0'160	0'105	0'078	0'062	0'052	0'044	0'039

TABLA 5-4.a-2 ($\eta = 60\%$)

PRESION (Kg/cm²)

T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	1'729	1'267	1	0'561	0'417	0'206	0'136	0'102	0'081	0'068	0'058	0'051
60	1'766	1'276	1	0'648	0'480	0'202	0'134	0'100	0'080	0'066	0'057	0'049
70	1'826	1'290	1	0'640	0'471	0'229	0'130	0'097	0'077	0'064	0'055	0'048
80	1'898	1'315	1	0'627	0'458	0'220	0'115	0'092	0'074	0'061	0'052	0'045
90	-	2'023	1	0'528	0'380	0'180	0'118	0'088	0'070	0'049	0'042	0'037

TABLA 5-4.b-1 ($\eta = 50\%$)

PRESION (Kg/cm²)

T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	1'397	1'021	1	0'655	0'488	0'241	0'160	0'120	0'095	0'079	0'068	0'059
60	1'775	1'270	1	0'518	0'383	0'188	0'155	0'116	0'092	0'077	0'066	0'057
70	1'847	1'295	1	0'638	0'375	0'226	0'150	0'112	0'089	0'074	0'063	0'055
80	2'453	1'329	1	0'622	0'452	0'173	0'142	0'106	0'084	0'070	0'060	0'052
90	-	2'328	1	0'491	0'351	0'165	0'086	0'064	0'064	0'052	0'045	0'039

TABLA 5-4.b-2 ($\eta = 60\%$)

PRESION (Kg/cm²)

T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	1'740	1'269	1	0'650	0'483	0'238	0'158	0'118	0'094	0'078	0'067	0'059
60	1'796	1'153	1	0'622	0'428	0'209	0'138	0'103	0'082	0'068	0'058	0'051
70	1'927	1'334	1	0'567	0'416	0'201	0'132	0'098	0'082	0'065	0'056	0'049
80	2'653	1'345	1	0'614	0'436	0'185	0'121	0'090	0'071	0'059	0'051	0'044
90	-	-	1	0'511	0'361	0'147	0'095	0'071	0'056	0'046	0'040	0'034

TABLA 5-4.0-1 ($\eta = 50\%$)

PRESION (Kg/cm ²)												
T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	1'736	1'269	1	0'654	0'486	0'239	0'158	0'119	0'095	0'079	0'067	0'062
60	1'780	1'279	1	0'647	0'478	0'234	0'155	0'116	0'092	0'077	0'066	0'057
70	2'238	1'298	1	0'636	0'467	0'226	0'149	0'111	0'089	0'074	0'063	0'055
80	2'813	1'341	1	0'515	0'373	0'178	0'117	0'087	0'069	0'058	0'049	0'043
90	-	-	1	0'446	0'317	0'123	0'080	0'060	0'047	0'039	0'033	0'029

TABLA

PRESION (Kg/cm ²)												
T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	1'743	1'270	1	0'652	0'484	0'238	0'158	0'103	0'082	0'069	0'059	0'055
60	1'796	1'283	1	0'644	0'475	0'232	0'153	0'115	0'091	0'076	0'065	0'050
70	2'135	1'306	1	0'632	0'462	0'223	0'147	0'110	0'087	0'072	0'062	0'054
80	-	1'506	1	0'542	0'391	0'186	0'122	0'090	0'072	0'060	0'051	0'044
90	-	-	1	0'674	0'422	0'195	0'127	0'094	0'074	0'062	0'053	0'046

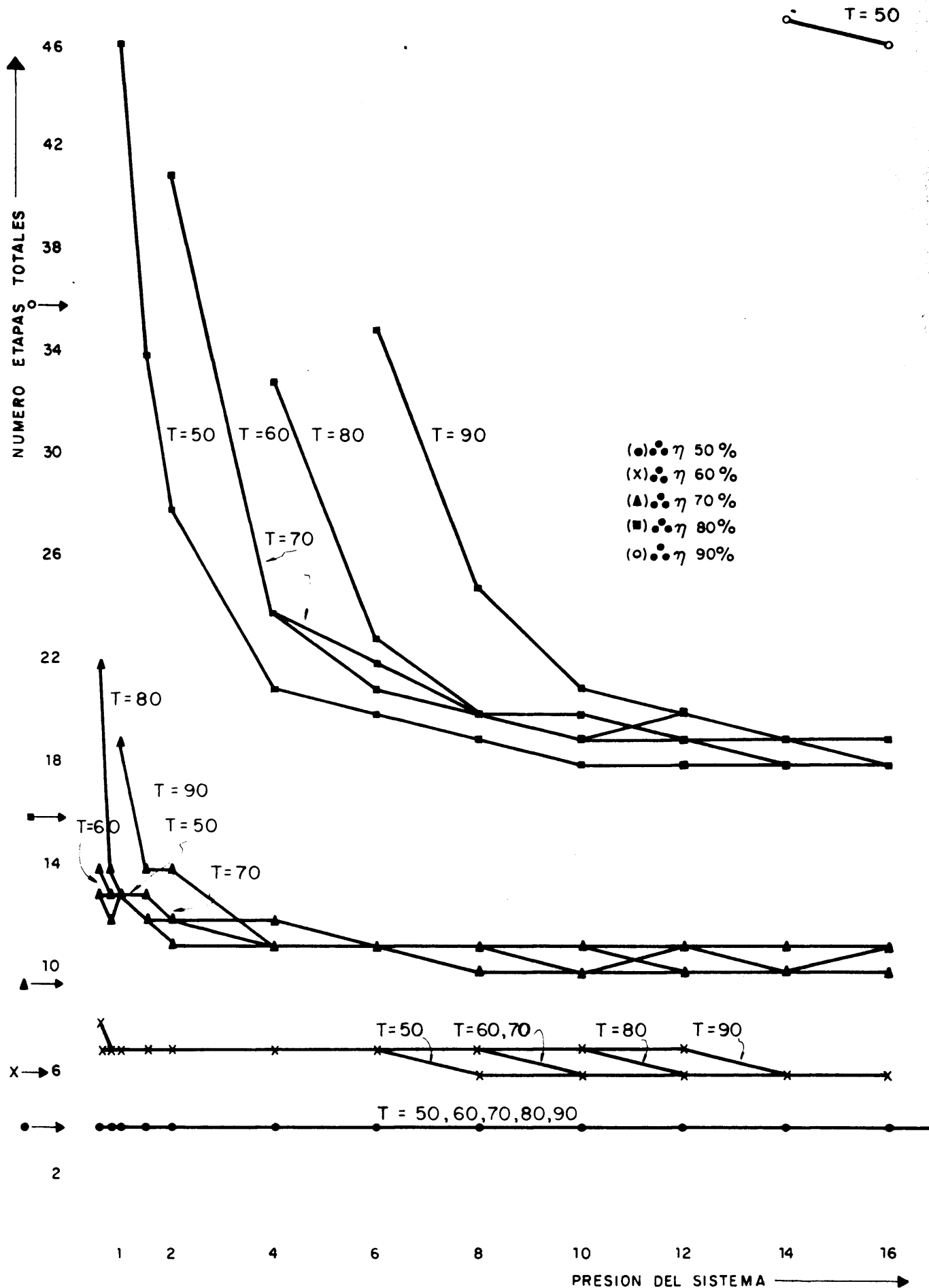


FIG.5-5-a. IMPORTANCIA DE LA MODIFICACION DE LA PRESION DE VAPOR DE AGUA POR PRODUCTOS DISUELTOS. $\Delta T=2^{\circ}\text{C}$.

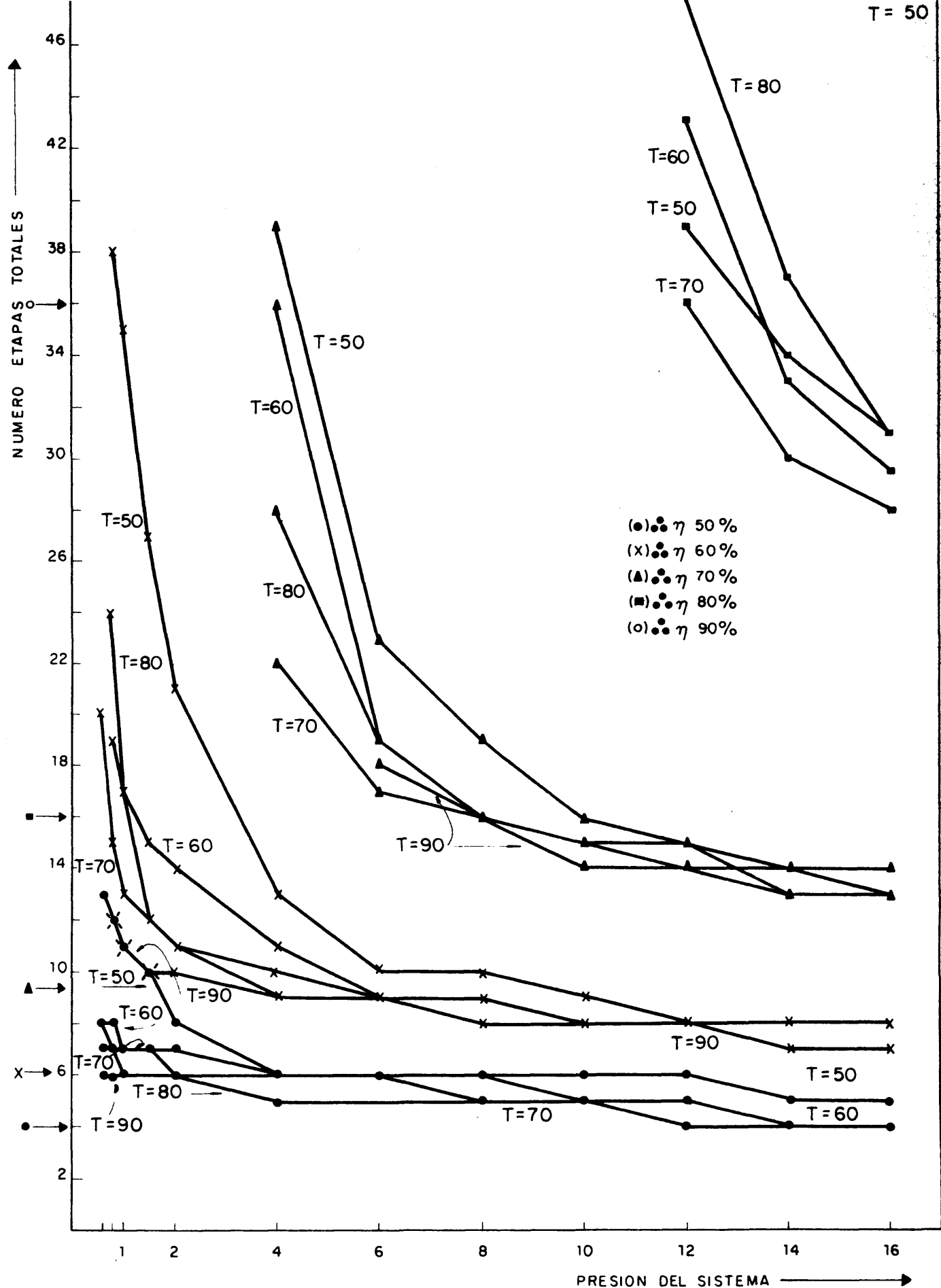


FIG.5-5-b. IMPORTANCIA DE LA MODIFICACION DE LA PRESION DE VAPOR DEL AGUA POR PRODUCTOS DISUELTOS. $\Delta T = 10^\circ \text{C}$.

TABLA 5-5.a-1 ($\eta = 50\%$)

PRESION (Kg/cm²)

T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	1'720	1'264	1	0'656	0'489	0'241	0'160	0'120	0'096	0'080	0'068	0'060
60	1'744	1'270	1	0'652	0'484	0'238	0'158	0'118	0'094	0'078	0'067	0'059
70	1'782	1'280	1	0'646	0'478	0'234	0'154	0'115	0'092	0'076	0'065	0'057
80	1'839	1'294	1	0'638	0'469	0'228	0'150	0'112	0'089	0'074	0'063	0'055
90	1'932	1'315	1	0'627	0'457	0'220	0'145	0'108	0'086	0'071	0'061	0'053

TABLA 5-5.a-2 ($\eta = 60\%$)

PRESION (Kg/cm²)

T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	1'961	1'269	1	0'653	0'485	0'238	0'158	0'101	0'081	0'067	0'058	0'050
60	1'764	1'275	1	0'649	0'480	0'236	0'156	0'117	0'080	0'066	0'057	0'049
70	1'817	1'289	1	0'641	0'472	0'230	0'152	0'113	0'077	0'064	0'055	0'048
80	1'909	1'310	1	0'630	0'460	0'221	0'146	0'109	0'086	0'061	0'053	0'046
90	-	1'346	1	0'524	0'379	0'210	0'137	0'102	0'081	0'067	0'049	0'043

TABLA 5-5.b.1 ($\eta = 50\%$)

PRESION (Kg/cm ²)												
T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	2'083	1'391	1	0'586	0'348	0'128	0'085	0'063	0'050	0'042	0'030	0'026
60	2'055	1'467	1	0'644	0'475	0'198	0'131	0'098	0'065	0'054	0'037	0'032
70	2'019	1'306	1	0'618	0'390	0'189	0'125	0'078	0'062	0'035	0'035	0'031
80	2'254	1'534	1	0'627	0'457	0'183	0'120	0'090	0'071	0'047	0'040	0'035
90	2'142	1'356	1	0'607	0'437	0'172	0'113	0'084	0'066	0'044	0'037	0'033

TABLA 5-5.b.2 ($\eta = 60\%$)

PRESION (Kg/cm ²)												
T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	-	1'469	1	0'531	0'305	0'092	0'047	0'035	0'025	0'018	0'016	0'014
60	-	1'439	1	0'528	0'361	0'149	0'080	0'060	0'042	0'035	0'030	0'026
70	-	1'274	1	0'486	0'325	0'142	0'084	0'055	0'044	0'036	0'031	0'027
80	-	1'923	1	0'411	0'273	0'106	0'070	0'052	0'037	0'030	0'026	0'022
90	-	1'287	1	0'452	0'322	0'135	0'088	0'065	0'046	0'038	0'028	0'025

TABLA 5-5.b-3 (7 = 70%)

PRESION (Kg/cm ²)												
T °C	0'6	0'8	1'0	1'5	2	4	6	8	10	12	14	16
50	-	-	-	-	-	1	0'390	0'241	0'162	0'126	0'101	0'088
60	-	-	-	-	-	1	0'347	0'218	0'163	0'136	0'100	0'088
70	-	-	-	-	-	1	0'508	0'356	0'266	0'206	0'176	0'143
80	-	-	-	-	-	1	0'443	0'277	0'206	0'159	0'136	0'110
90	-	-	-	-	-	1	0'435	0'286	0'199	0'165	0'131	0'114

TABLA

[illegible]

sube la temperatura el número de etapas mínimas puede ser diferente, siendo mayor esta diferencia a presiones bajas del sistema. Para rendimientos del 80%, la influencia de la temperatura de lixiviación en el número mínimo de etapas totales es clara.

Para una diferencia de 10°C, aparecen diferencias notables incluso para rendimientos del 50%, siendo muy significativas ya para rendimientos superiores.

Para rendimientos del 80% se puede afirmar que es muy difícil conseguir intercambio de calor con un número de etapas mínimo para presiones bajas y no pudiéndose conseguir rendimientos térmicos del 90%.

En este caso, la utilización de recirculación intermedia de aire entre columnas podrá reducir estas diferencias. Como otra posibilidad más simple, debe considerarse la adición de reactivos a la pulpa antes de alimentarla al cambiador para así reducir las diferencias entre las presiones de vapor de la pulpa que va al proceso en relación con la que procede del mismo.

En las Tablas 5-5 (a y b), se dan los valores normalizados de los volúmenes del cambiador.

5.5. VOLUMEN DEL CAMBIADOR.

Como ya se ha dicho anteriormente, en las Tablas 5-1 a 5-5 se dan los valores normalizados de los volúmenes del cambiador correspondientes al número mínimo de etapas, eligiendo como referencia el volumen correspondiente al cambiador a presión de 1 kg/cm².

La pendiente de las rectas que se obtienen por representación en coordenadas logarítmicas de estos volúmenes en función de la presión del sistema, representa el exponente de esta presión en la expresión que relaciona el volumen del cambiador en función de la misma. En la Fig.5-6 se han representado los valores de estos exponentes en función de las 10 variantes de ope

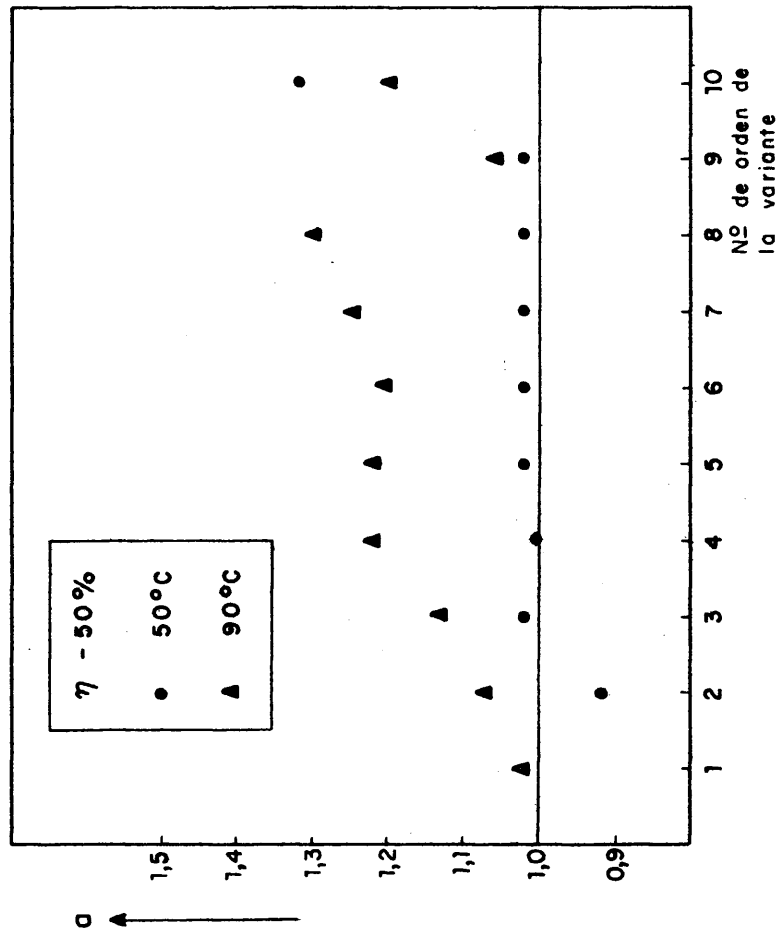
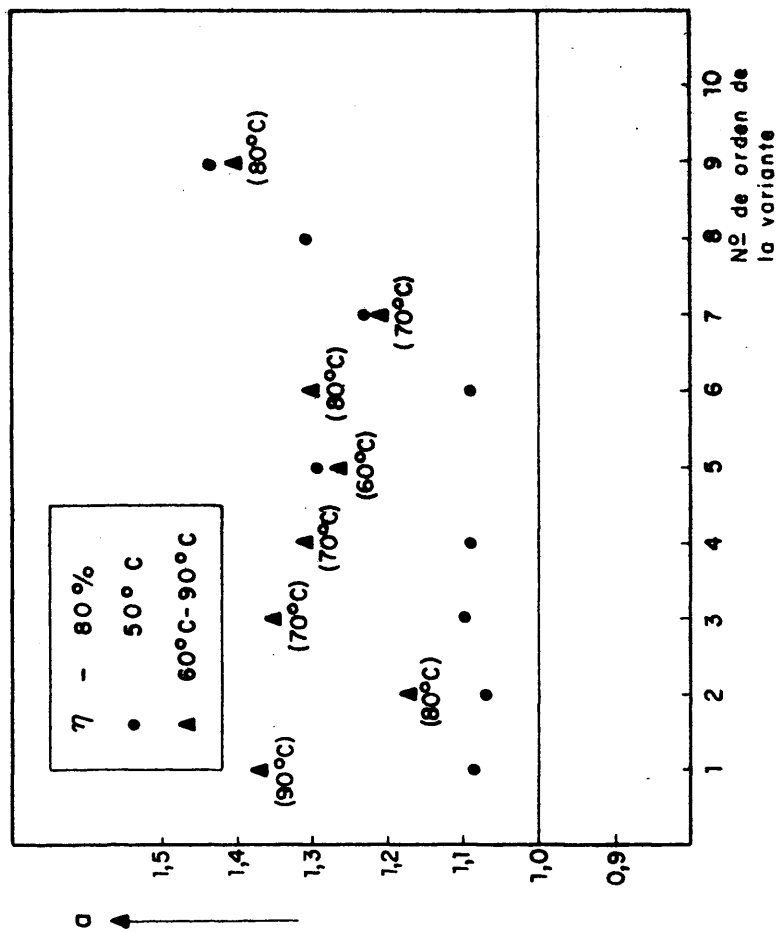


FIG. 5-6

ración estudiadas, siguiendo para éstas el mismo orden que se ha seguido a lo largo de este trabajo.

En esta figura se puede observar que para todas las variantes estudiadas, y para rendimientos del 50%, en que el número mínimo de etapas totales es prácticamente independiente de la temperatura de lixiviación y presión del sistema, el exponente de la presión es aproximadamente igual a la unidad. Para rendimientos superiores, el exponente crece hasta valores de 1'1 ó 1'2 y en pocos casos alcanza valores de 1'3 ó 1'4, estos últimos para rendimientos del 80%.

5.6. CONDICIONES DE OPERACION OPTIMAS.

En la Fig.5-7 se ha representado la variación de la presión óptima de trabajo en función de los valores de A. Si se estima que éstos pueden oscilar, en columnas de acero inoxidable, entre 0'06 y 0'12, (rendimientos del orden del 60-70%), se define un intervalo de presión de trabajo para las columnas, de 3-4 kg/cm². En esta misma figura se dan los límites del intervalo de presión, cuando se estima A con un error del 40%.

Mediante las expresiones (4-53) y (4-55) es posible definir el intervalo de presiones óptimo cuando el volumen del cambiador varía al crecer la presión con un exponente $a = 1'2$. Se tiene así, que el intervalo 3-4 kg/cm² para $a = 1$, se transforma en 2'95-3'36 para $a = 1'2$.

Por último, en el caso de efectuar una lixiviación a presión entre 4 a 6 kg/cm², valores de interés práctico, la sobrepresión a que debe operarse en las columnas que constituyen el cambiador, está comprendida entre 5 y 10 kg/cm². En la Tabla 5-6 se dan los valores de A en función de la sobrepresión en el cambiador sobre la de lixiviación (p) y de la presión de lixiviación (P_{Lix}). Se señala en trazo grueso los valores de A en-

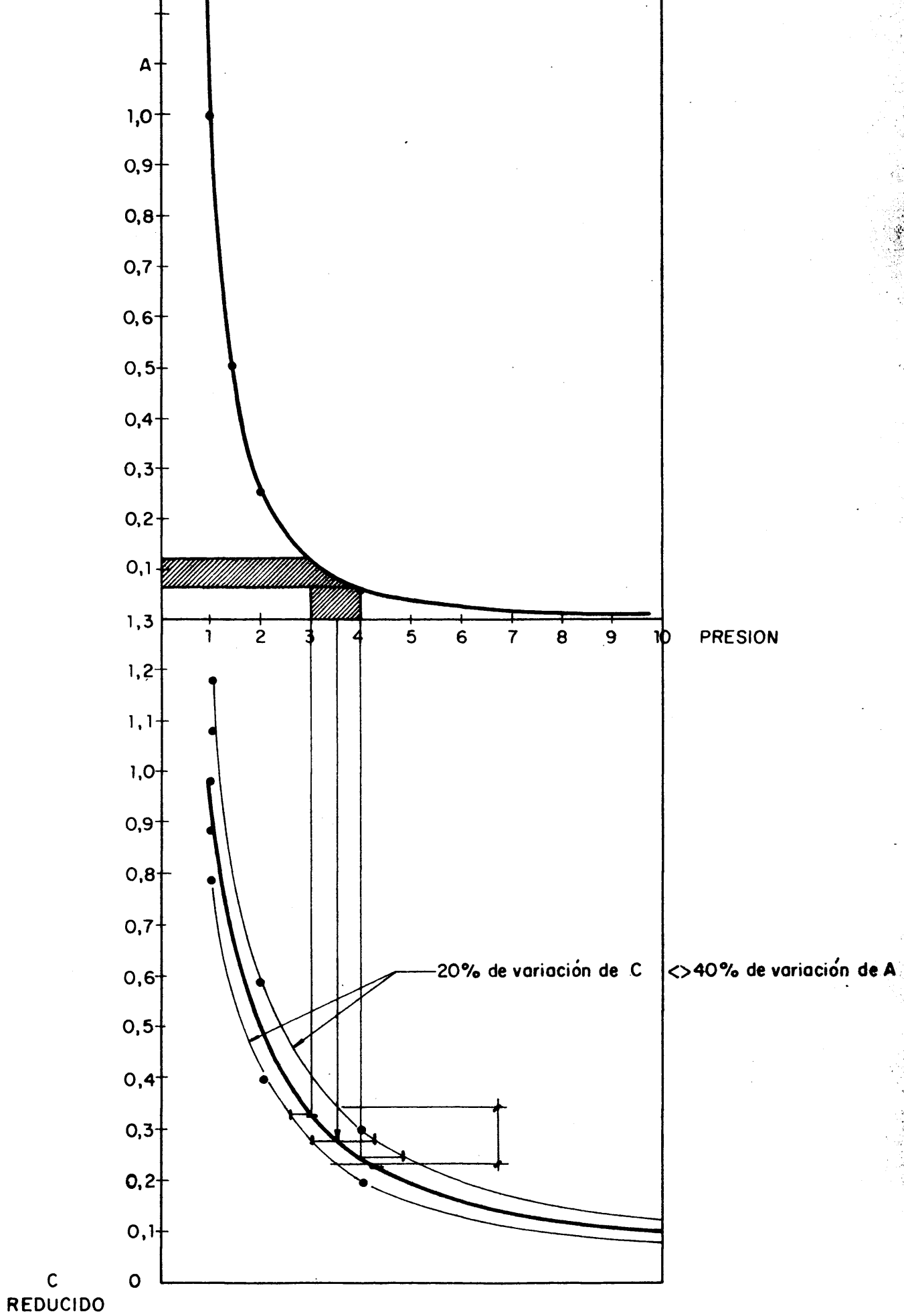


FIG. 5-7

TABLA 5-6

PLIX P	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1,1	0,826	0,413	0,275	0,206	0,165	0,137	0,118	0,103	0,091	0,082
1,2	0,693	0,346	0,231	0,173	0,138	0,118	0,099	0,086	0,077	0,069
1,3	0,591	0,281	0,197	0,147	0,115	0,094	0,084	0,073	0,065	0,059
1,4	0,510	0,255	0,170	0,127	0,102	0,083	0,072	0,063	0,056	0,051
1,5	0,444	0,222	0,148	0,111	0,088	0,074	0,063	0,055	0,049	0,044
1,6	0,390	0,195	0,130	0,093	0,073	0,063	0,055	0,048	0,043	0,039
1,7	0,346	0,173	0,115	0,086	0,069	0,057	0,049	0,043	0,038	0,034
1,8	0,308	0,154	0,102	0,073	0,058	0,051	0,044	0,038	0,034	0,030
1,9	0,277	0,138	0,092	0,063	0,055	0,046	0,039	0,034	0,030	0,027
2,0	0,250	0,125	0,083	0,062	0,050	0,041	0,035	0,031	0,027	0,025

tre 0'06 y 0'12 elegidos anteriormente. Dado un valor de A y una presión de trabajo en lixivación, la presión a la que debe operar el cambiador de calor se obtiene multiplicando por p la presión de lixivación.

6. RESUMEN GENERAL Y CONCLUSIONES.

6. RESUMEN GENERAL Y CONCLUSIONES.

El estudio experimental realizado sobre el comportamiento de los platos perforados en transferencia de calor con el sistema aire-agua, así como el estudio teórico efectuado sobre los parámetros que permiten el cálculo de cambiadores de calor, ha conducido a un conjunto de conocimientos que permiten su diseño en condiciones reales, no sólo con garantía de éxito en cuanto a que se alcancen en operación los valores estipulados sino que además se han establecido las bases para que su diseño sea óptimo.

Siguiendo la exposición de resultados dada en el trabajo, este resumen general, en el que se incluyen las conclusiones, se divide en dos partes. La primera se refiere al comportamiento de los platos perforados en la transferencia de calor y la segunda al diseño del cambiador de calor.

6.1. Comportamiento del plato perforado en la transferencia de calor.

- 1) La transferencia de calor alcanzada ha conducido a resultados que medidos como eficacias entálpicas dan valores elevados entre el 70% y 90%, según las características de los platos con los que se ha operado, tanto en calefacción como en enfriamiento, en el intervalo de velocidades lineales de gas de 0'6 a 2 m/seg.

Las eficacias obtenidas en transferencia de calor no se ven afectadas por las variaciones en el flujo de líquido ni por las diferentes alturas empleadas de rebosadero, con lo que se podrá operar con los rebosaderos de menor altura (1'5 cm), que se traducirá en el empleo de un mayor número de etapas para una misma pérdida de carga total a lo largo de toda la columna.

- 2) En el plato A-2 de diámetro de orificios 2 mm y área libre del 3% respecto a la sección transversal de la columna, la máxima velocidad lineal del gas alcanzada ha sido de 1'2 m/seg. Las

eficacias obtenidas en enfriamiento, tanto para los distintos flujos de líquido empleados como de alturas de rebosadero, han seguido una banda de valores alrededor del 90%, experimentando una ligera subida, consecuencia de los arrastres producidos, para valores de velocidad del gas por encima de 1 m/seg.

En calefacción, se observa claramente la disminución de las eficacias de transferencia al aumentar la velocidad lineal del gas. A bajos valores de esta velocidad se obtienen eficacias del 90%, disminuyendo hasta aproximadamente el 70% para valores de 1'2 m/seg.

- 3) El plato C-2 de diámetro de orificios 2 mm y área libre 12% respecto a la sección transversal de la columna, presenta una mayor estabilidad que el anterior. La máxima velocidad lineal del gas alcanzada con este plato ha sido de 1'6 m/seg. Las eficacias obtenidas tanto en enfriamiento como en calefacción disminuyen al aumentar la velocidad del gas en columna.

En enfriamiento lo hacen desde el valor del 90% hasta el 80% aproximadamente, mientras que en calefacción desde el 80% hasta el 70%.

- 4) El plato A-5 de diámetro de orificios 5 mm y área libre 3'5% presenta una gran inestabilidad de operación. La máxima velocidad lineal de gas alcanzada con este plato ha sido de 1'3 m/seg.

Las eficacias obtenidas en la fase de enfriamiento se mantienen entre los valores del 100% y 90% con una ligera disminución al aumentar la velocidad del gas. Por encima del valor de 1 m/seg en la velocidad de éste, los valores calculados en las eficacias experimentan una ligera subida, consecuencia de los excesivos arrastres, al sobrepasar ese valor de velocidad.

En cuanto a la fase de calefacción, los valores de las eficacias se mantienen entre los valores del 100% y 80%, con

una clara disminución de los mismos al aumentar la velocidad del gas hasta el valor de 1'1 m/seg, experimentando a partir de éste una rápida subida consecuencia de los excesivos arrastres.

- 5) El plato D-5, de diámetro de orificios 5 mm y área libre del 13%, presenta una gran estabilidad de operación. La máxima velocidad de gas alcanzada con este plato ha sido algo superior al valor de 1'6 m/seg.

Las eficacias obtenidas en enfriamiento se han mantenido entre los valores 90% y 80% con una ligera disminución de los mismos al aumentar la velocidad del gas.

En cuanto a calefacción los resultados obtenidos se han mantenido en el intervalo de 75% y 65%, también con una ligera disminución al aumentar la velocidad del gas.

Como conclusión de lo dicho anteriormente se puede decir que los altos valores de eficacia calculados para los platos de bajo valor de área libre no son correctos y que se separan excesivamente de valores reales, consecuencia de los excesivos arrastres que tienen lugar en estos platos, por lo que es necesario desecharlos.

Los valores obtenidos con los platos de alto valor de área libre se pueden considerar totalmente correctos.

- 6) La estabilidad de los platos estudiados es mayor, desde el punto de vista de goteo para valores de velocidad lineal del gas, por encima de 1 m/seg y bajo valor de área libre.
- 7) El arrastre mecánico de agua en los platos estudiados es excesivo para los de bajo valor de área libre y admisible para los de alto valor.

- 8) La modificación del tamaño de rebosadero reduciendo la altura del mismo a 1'5 cm, y la colocación sobre el plato de placas con almenas en situación invertida en forma alternada ha conducido a conseguir un plato perforado con funcionamiento estable, con pérdida de presión pequeña, próxima a la de plato seco, con arrastre mecánico de agua menor y con eficacias entalpicas algo superiores al plato sin placas respuelas y para velocidades de aire de hasta 2 m/seg, mayores a las obtenidas con los otros platos estudiados.

6.2. Diseño del cambiador de calor.

- 1) En la lixiviación con agitación mecánica, dos columnas para rendimientos del 50%, el número mínimo de etapas totales es independiente de la temperatura de lixiviación en el intervalo de 50°C a 90°C y de la presión del sistema en el intervalo estudiado.

Al aumentar el rendimiento aparecen desviaciones en las que se presenta una cierta tendencia de que a medida que sube la temperatura el número mínimo de etapas puede ser diferente, siendo mayor esta diferencia a presiones del sistema bajas.

Para rendimientos del 80% y 90%, el número de etapas mínimas aumenta con la temperatura para una misma presión del sistema.

- 2) En la lixiviación con agitación mecánica, dos columnas y una circulación de aire intermedia, aparecen pequeñas diferencias en el número de etapas mínimo al variar la temperatura de lixiviación para rendimientos del 50%, 60% y 70%. Para rendimientos del 80% estas diferencias se hacen mayores al hacerlo la temperatura y para presiones del sistema por debajo de los 6 kg/cm², pero solamente de una forma muy débil.
- 3) En la lixiviación con agitación mecánica, dos columnas e infinita circulaciones de aire intermedia, variante ideal, el número de etapas teóricas del cambiador es independiente de

la temperatura de lixiviación y presión del sistema, dependiendo exclusivamente del rendimiento de recuperación.

En este caso el número mínimo de etapas totales se separa muy poco de los valores reales dados en los dos casos anteriores, para rendimientos por debajo del 80%. Para valores del 80% las diferencias se acentúan considerablemente especialmente a bajas presiones, y para cualquier presión por encima de este valor.

- 4) En la lixiviación con agitación por aire, dos columnas con alimentación del aire de agitación en condiciones ideales, para un aporte de aire de agitación del 2% y 5%, los valores del número de etapas mínimo son prácticamente los mismos a los obtenidos sin aportación de aire de agitación, para rendimientos inferiores al 70%. Para rendimientos del 80% la variación es del orden del 10% mayor para el caso de agitación por aire.

Para un aporte de aire de agitación del 10% la variación es mayor, del orden del 30%, para rendimientos de 50%, 60% y 70% de recuperación de energía.

Ahora bien, teniendo en cuenta el número total de etapas que se precisan para estos rendimientos, esta variación no es importante dada la economía que puede reportar desde el punto de vista energético la agitación por aire en sustitución de la agitación mecánica, ya que la elevación pequeña del coste del cambiador de calor se compensará sobradamente por el menor consumo energético del sistema de agitación.

- 5) En la lixiviación con agitación por aire, dos columnas con alimentación del aire de agitación con efecto de mezcla, el número mínimo de etapas totales presenta valores iguales prácticamente a los del apartado anterior para un aporte de aire de agitación del 2% y 5%. Cuando este aporte es del 10%, aparecen diferencias algo superiores para el presente caso.

- 6) En el caso de la modificación de la presión de vapor del agua por productos disueltos, para una diferencia de 2°C en las temperaturas de las dos corrientes líquidas, de los dos cambiadores, con igual presión de vapor, el número mínimo de etapas totales, para rendimientos del 50%, es independiente de la temperatura de lixiviación y de la presión del sistema en los intervalos estudiados. Para rendimientos del 60% y 70% aparecen desviaciones, más acentuadas a presiones bajas del sistema. Para rendimientos del 80%, la influencia de la temperatura de lixiviación es clara, aumentando el número mínimo de etapas totales con la misma, para un valor determinado de la presión del sistema. Para una diferencia de 10°C se tienen desviaciones notables incluso para rendimientos superiores. Para rendimientos del 80% es muy difícil conseguir intercambio de calor con un número de etapas mínimo para presiones bajas y no pudiéndose conseguir rendimientos térmicos del 90%.

En este caso, la utilización de circulación intermedia de aire entre columnas podrá reducir estas diferencias. Como otra posibilidad más simple, debe considerarse la adición de reactivos a la pulpa antes de alimentarla al cambiador para así reducir las diferencias entre las presiones de vapor de la pulpa que va al proceso en relación con la que procede del mismo.

- 7) El óptimo que da la presión de operación del cambiador de calor se define en forma simple a partir de los costes reducidos, tanto cuando se opera en lixiviación a la presión ordinaria como a sobrepresión. Estas expresiones son:

Lixiviación presión atmosférica:

$$C_{T,R} = \frac{1}{P^R} + A P$$

Lixiviación a sobrepresión:

$$C'_{T,R} = \frac{1}{p^3} + A' (p - 1) P_{Lix}.$$

siendo:

- P, presión de trabajo en las columnas de intercambio de calor.
- p, sobrepresión de trabajo sobre la de lixiviación.
- P_{Lix} , presión a la que se efectúa la lixiviación.
- A, coste de bombeo tomando como referencia el coste de la columna y referidos a la presión atmosférica.
- A', coste de bombeo tomando como referencia el coste de la columna, referidos en este caso a la presión de lixiviación.

BIBLIOGRAFIA

La bibliografía se ha ordenado haciendo referencia a la introducción en la que se justifica el plan de trabajo seguido y a las características de los platos perforados. En este último aspecto al ser muy amplia la bibliografía existente, tanto desde el punto de vista fluidodinámico, como de la transferencia de materia, no se pretende haber efectuado una revisión exhaustiva y solamente se hace mención de los trabajos consultados con el fin de formar un criterio sobre el comportamiento de los platos perforados y justificar la poca información existente sobre el comportamiento en transferencia de calor. Por último se cita la bibliografía consultada en relación con el estudio económico efectuado sobre la optimación del proyecto del cambiador de calor.

INTRODUCCION.

- J.L. OTERO DE LA GANDARA. "El problema hidrometalúrgico de la recuperación de calor de pulpas de ataque en caliente". Revista de Metalurgia, 4,447, 1968.
- A. CABANILLAS. "Cambiadores de guijarros operando como regeneradores". Tesis Doctoral, Universidad Complutense de Madrid,
- J.L. OTERO. "Regeneradores de etapas múltiples". Tesis Doctoral en realización.
- P. NADAL. "Mecanismos de transporte de calor en regeneradores". Tesis Doctoral en realización.
- G. MORALES. "Recuperación de calor en procesos con pulpas minerales en cambiadores con vaporización súbita". Tesis Doctoral, Universidad Complutense de Madrid. Junio, 1976.

- J.L. OTERO. "Cambiadores de calor de lecho pulsante de bolas de PVC llenas de agua". Tesis Doctoral en realización.

PLATOS PERFORADOS.

- D.S. ARNOLD y C.A. PLANK. "Performance of perforated plate distillation columns". Chem. Eng. Progress, 636. Dec.1952.
- ALAN S. FOSS y J.A. GERSTER. "Liquid-film efficiencies on sieve trays". Chem. Eng. Progress, 28, Jan. 1956.
- H. A. CLAY y L.D. KLEISS. "Effect of load and pressure on performance of a commercial bubble-tray fractionating column". Chem. Eng. Progress, Vol.50, Nº10, 1954.
- G.A. HUGHMARK y H.E. O'CONNELL. "Design of perforated plate fractionating towers". Chem. Eng. Progress. Vol.53, Nº3,1957.
- T. YANAGI y B.D. SCOTT. "Effect of Liquid mixing on Sieve-trays". Chem. Eng. Progress. Vol.69, Nº10, 1973.
- B.D. SCOTT y W.S. MYERS. "Bubble tray efficiency studies". Chem. Eng. Progress. Vol.69, Nº10, 1973.
- D. W. WEILER y W.V. DELNICKI. "Flow hydraulics of large diameter trays". Chem. Eng. Progress. Vol.69, Nº10, 1973.
- D.W. JONES y J.B. JONES. "Tray performance evaluation". Chem. Eng. Progress. Vol.71, Nº6, 1975.
- V. C. SMITH y W.V. DELNICKI. "Optimum Sieve-tray design". Chem. Eng. Progress. Vol.71, Nº8, 1975.
- EARL MANNING y STANLEY MARBLE. "A plant-scale unit for distillation tray research". Ind. Eng. Chem. Vol.49, Nº12, 1957.

- P.D. JONES y MATTHEW VAN WINKLE. "Variables in perforated plate column efficiency and pressure drop. Effect of plate thickness and system properties". Ind. Eng. Chem. Vol.49, №2, 1957.
- C.L. UMHOLTZ y MATTHEW V. WINKLE. "Variables in perforated plate column efficiency and pressure drop. Effect of hole free area, hole diameter, hole spacing, weir height and downcomer area". Ind. Eng. Chem. Vol.49, №2, 1957.
- H.S. MYERS. "Aversatil fractionating column". Ind. Eng. Chem. Vol.50, №11, 1958.
- DONALD A. DECHMAN y MATTHEW V. WINKLE. "Perforated plate column studies". Ind. Eng. Chem. Vol.51, №9, 1959.
- R.N. FINCH y MATTHEW VAN WINKLE. "A statisfical correlation of the efficiency of perforated trays". Ind. Eng. Chem. Process Design and Development. Vol.3, №2, 1964.
- DANIEL HYMAN y W.B. CORSON. "On-stream analog computer for residence time experiments". Ind. Eng. Chem. Process Design and Development. Vol.1, №2, 1962.
- N.G. O'BRIEN. "Calculation of effect of liquid leakage on tray efficiency and tray requirements". Ind. Eng. Chem. Process Design and Development. Vol.5, №4, 1966.
- E.J. VALENTAS y N.R. AMUNDSON. "Breakage and coalescence in dispersed phase systems". Ind. Eng. Chem. Fundamentals. Vol.5, №4, 1966.
- P.T. ATTERIDG y R.A. SUNDBACK. "Entrainment from bubble-cap trays". A.I.Ch.E. Journal. Vol.2, №1, 1956.
- P.A. KOLODZIE y MATTHEW V. WINKLE. "Discharge coefficients through perforated plates". A.I.Ch.E. Journal. Vol.3, №3, 1957.

- J.D. HELLUMS y MATTHEW V. WINKLE. "Perforated plate efficiency-Effect of design and operating variables". A.I.Ch.E. Journal, Vol.4, №4, 1958.
- ALAN S. FOSS y J.A. GERSTER. "Effect of Liquid mixing on the performance of bubble trays". A.I.Ch.E. Journal, Vol.4, №2, 1958.
- SHUICHI AIBA. "Studies on entrainment". A.I.Ch.E. Journal, Vol.5, №4, 1959.
- JESSE L. BAIN y MATTHEW V. WINKLE. "A study of entrainment, perforated plate column-Air-water system". A.I.Ch.E. Journal, Vol.7, №3, 1961.
- S.I. CHENG y A.I. TELLER. "Free entrainment behavior in sieve trays". A.I.Ch.E. Journal, Vol.7, №7, 1961.
- M. PETRICK. "A study of carry-under phenomena in vapor-Liquid separation". A.I.Ch.E. Journal, Vol.9, №2, 1963.
- B.K.C. CHAN y R.G.H. PRINCE. "Dynamic characteristics of perforated distillation plates operating at low loads". A.I.Ch.E. Journal, Vol.12, №2, 1966.
- J.A. GERSTER y H.M. SCULL. "Performance of tray columns operated in the cycling mode". A.I.Ch.E. Journal, Vol.16, №1, 1970.
- M. SELIX. "Pressure drops on turbogrid trays". Int. Chem. Eng. Vol.2, №3, 1962.
- J. NEMEC. "Influence of pressure drop on the capacity of vacuum distillation columns". Int. Chem. Eng. Vol.2, №4, 1962.
- T. HOBLER y J. CZAJKA. "Study of flow on slotted trays and sieve plates". Int. Chem. Eng. Vol.4, №3, 1964.

- V. P. PAVLOV. "Determination of the total resistance of a bubbler sieve tray". Int. Chem Eng. Vol.4, №4, 1964.
- M. RYLEK y G. STANDART. "The hydraulics of sieve trays". Int. Chem. Eng. Vol.4, №4, 1964.
- YU. I. DYTNERSKII y V.M. GERVITS. "Calculating the hydraulics and mass transfer on valve plates". Int. Chem. Eng. Vol.5, №1, 1965.
- A.G. AZIZYAN y N.I. SMIRNOV. "The hydrodynamics of bubbling processes. Verification of equations for calculation of the hydrodynamics of sparging reactors". Int. Chem. Eng. Vol.5, №3, 1965.
- YU. I. DYTNERSKII. "The theory and calculation of heat and mass transfer in tray towers". Int. Chem. Eng. Vol.6, №2, 1966.
- R. KOCH y J. KUZNIAR. "Hydraulic calculation of a weir sieve tray". Int. Chem. Eng. Vol.6, №4, 1966.
- S.W. KIM. "Theoretical study of vapor-liquid hold-up on a perforated plate. Int. Chem. Eng. Vol.6, №4, 1966.
- J.B. CIERO DE LA SANDARA. "Método gráfico para calcular venturímetros y diafragmas". Revista de Ciencia aplicada. №58, Sept.-Oct.1957.
- RUFORD D. SMITH. "Design of equilibrium stage processes". Edt. McGraw-Hill, 1963.
- R.J. HENSTEBECK. "Destilación". Edt. Continental, 1964.
- W.S. NORMAN. "Absorption, Distillation and Cooling towers". Edt. Longmans, 1962.
- G.G. BROWN. "Operaciones básicas de la ingeniería química". Edt. Marín, 1955.

ESTUDIO ECONOMICO.

- ARIES R.S. y NEWTON R.D. "Chemical engineering economics". McGraw-Hill B. Co., New York, 1955.
- CHILTON C.H. "Cost engineering in the process industries". McGraw-Hill B. Co., New York, 1960.
- PETERS M.S. "Plant design and economics for chemical engineers". McGraw-Hill B. Co., New York, 1958.
- SCHWEYER H.E. "Process engineering economics". McGraw-Hill B. Co., New York, 1955.
- VIAN ORTUÑO, A. "El pronóstico económico en química industrial". Edt. Alambra, Madrid, 1969.